

Proyecto Fin de Carrera

Simulación de un sistema de refrigeración por
absorción/difusión (DAR)

Autor/es

Asier Gimeno Erburu

Director/es y/o ponente

Jesús Guallar Paracuellos

Escuela de Ingeniería y Arquitectura de Zaragoza

2013

SIMULACIÓN DE UN SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN/DIFUSIÓN (DAR)

Resumen

Los sistemas de refrigeración que utilizan amoníaco y agua, tienen la ventaja de utilizar energía térmica de baja temperatura para producir frío. En estos sistemas amoníaco-agua estándar, es necesario emplear una bomba para pasar la solución del absorbedor al generador; esto permite conseguir la presión de alta del ciclo, que es la del generador. Si sólo se dispone de energía calorífica, el empleo de una bomba no es posible y estos ciclos son inviables.

Si al sistema de absorción se le agrega un tercer fluido, un gas inerte (H_2 , He), que no reaccione con el absorbente (H_2O) y el refrigerante (NH_3), se tiene un ciclo de absorción que funcione sin la bomba de la solución y sin ninguna otra parte que consuma energía eléctrica, este es el llamado ciclo refrigeración de absorción/difusión (DAR) ó ciclo Servel-Electrolux.

Al añadir el gas inerte se presenta un cambio en el funcionamiento de evaporador y absorbedor de la instalación. El ciclo opera de acuerdo a la ley de Dalton sobre presiones parciales y total de mezclas de gases. La instalación se carga con la cantidad adecuada de gas inerte, atendiendo a las características de la instalación y condiciones de funcionamiento del ciclo. De igual manera las concentraciones de trabajo que se obtienen una vez que la solución diluida absorbió al amoníaco de la mezcla gaseosa, dependen de la temperatura ambiente y de la temperatura de la fuente de calor.

El interés actual del estudio de estos ciclos DAR de climatización, está en que se trata de una tecnología que utiliza fuentes de energía no convencionales y/o energía residual, lo que supone un ahorro en el coste energético de la climatización.

Contenido

1. Principios de Funcionamiento del ciclo DAR y modelo teórico de balances.
2. Descripción de los principales componentes del ciclo y caracterización de los fluidos de trabajo.
3. Comparación de sistemas DAR frente a sistemas de compresión de vapor y de absorción convencionales.
4. Modelización mediante EES (Engineering Equation Solver) de ciclos de refrigeración DAR.
5. Condiciones de operación, coeficientes de rendimiento (EER) y curvas de funcionamiento de los componentes fundamentales.
6. Aplicación de fuentes de energía de bajo nivel térmico al sistema de refrigeración DAR

Índice

1. Introducción

1.1 Antecedentes.....pág. 1

1.2 Fuentes energía térmicapág. 4

1.3 Ciclo absorción convencional:

○ Máquinas de absorciónpág. 6

○ Funcionamiento ciclopág. 7

○ Diferencias entre un ciclo de absorción y uno
de compresión de vaporpág. 10

○ Impacto ambientalpág. 11

1.4 Ciclo absorción difusión

○ Descripción del ciclo por los diferentes
recorridos de los fluidospág. 13

○ Explicación y relación de las corriente.....pág. 17

○ Recorrido del absorbente (agua).....pág. 19

○ Recorrido del gas inerte (hidrógeno).....pág. 20

○ Recorrido del refrigerante (amoníaco)pág. 21

1.5 Componentes del sistema

○ Intercambiador de gasespág. 24

○ Evaporador.....pág. 25

○ Absorbedorpág. 26

○ Tanque del absorbedor.....pág. 30

○ Intercambiador de líquidospág. 30

○ Generador y bomba burbujeantepág. 33

○ Rectificadorpág. 35

○ Condensadorpág. 35

1.6 Propiedades fluidos

○ Refrigerantepág. 36

○ Absorbente.....pág. 37

○ Gas inerte.....pág. 37

o Mezcla amoniaco - agua	pág. 39
1.7 Disipadores de calor:	
o Aero-refrigeradores	pág. 45
o Consideraciones en máquinas de absorción	pág. 46
2. Configuraciones	
2.1 Configuración 1	pág. 49
o Variables a introducir en el EES (Inputs)	pág. 54
o Resultados obtenidos con el EES	pág. 57
2.2 Configuración 2	pág. 63
o Variables a introducir en el EES (Inputs)	pág. 66
o Resultados obtenidos con el EES	pág. 67
2.3 Configuración 3	pág. 74
o Configuración 2-1: Amoniaco subenfriado antes de entrar al evaporador	pág. 78
o Variables a introducir en el EES (Inputs)	pág. 80
o Resultados obtenidos con el EES	pág. 83
o Situación de uso real	pág. 87
2.4 Ventajas e inconvenientes	pág. 88
2.5 Equipos reales	pág. 90
3. Implementación de colectores solares	
3.1 Clasificación de los colectores solares	pág. 97
3.2 Colectores concentradores	pág. 100
3.3 Colector Cilíndrico Parabólico. CCP	pág. 101
3.4 Perdidas colector CCP	pág. 104
3.5 Rendimiento de un colector CCP	pág. 107
3.6 Ventajas y contras	pág. 109
4. Bibliografía	pág. 110
Anejos	
o Anejo 1 - EES - Experimento 1	pág. 112
o Anejo 1 - EES - Experimento 2	pág. 124
o Anejo 1 - EES - Experimento 3	pág. 136

Índice de figuras

1. Introducción

1.5

- Figura 1.3-1 Ciclo de absorción convencional alimentado con colectores solarespág. 8

1.4

- Figura 1.4-1 Figura ciclo DAR.....pág. 14
- Figura 1.4-2 Figura ciclo DAR.....pág. 15
- Figura 1.4-3 Diagrama ciclo DARpág. 16
- Figura 1.4-4 Diagrama presión parcial de amoníaco vs temperatura.....pág. 22

1.5

- Figura 1.5-1 Absorbedor de película descendente en configuración de tubos verticales (a) y de tubos horizontales (b)pág. 27
- Figura 1.5-2 Absorbedor de spray o aspersión adiabáticopág. 28
- Figura 1.5-3 Intercambiadores de tubo doble.....pág. 32
- Figura 1.5-4 Bomba burbujeante.....pág. 33
- Figura 1.5-5 Diferentes configuraciones de la bomba burbujeantepág. 34

1.6

- Figura 1.6-1 Curva de rocío y de burbuja mezcla zeotrópicapág. 40
- Figura 1.6-2 Diagrama del agua, presión de vapor frente a temperaturapág. 41
- Figura 1.6-3 Curvas, entalpía de la fase líquida frente a concentración de amoníaco, a una atmósfera.....pág. 42
- Figura 1.6-4 Curva solubilidad del amoníaco en agua frente a temperaturapág. 43

2. Configuraciones

2.1

- Figura 2.1-1 Diagrama DAR.....pág. 50
- Figura 2.1-2 Gráfico T vs Entropíapág. 51
- Figura 2.1-3 Gráfico Presión parcial amoníaco vs Temperatura.....pág. 52
- Figura 2.1-4 Bomba burbujeante.....pág. 53
- Figura 2.1-5 Diagrama DAR, en el EESpág. 56
- Figura 2.1-6 Gráfico de resultados experimentales. EER vs Fracción de amoníaco en la solución pobre vs Temperatura del generador.....pág. 59
- Figura 2.1-7 Gráfico de resultados obtenidos con el EES. EER vs Fracción de amoníaco en la solución pobre vs Temperatura del generadorpág. 60
- Figura 2.1-8 Gráfico de resultados experimentales. EER vs Fracción de amoníaco en la solución rica vs Temperatura del generador.....pág. 61
- Figura 2.1-9 Gráfico de resultados obtenidos con el EES. EER vs Fracción de amoníaco en la solución rica vs Temperatura del generadorpág. 62

2.2

- Figura 2.2-1 Diagrama DAR.....pág. 64
- Figura 2.2-2 Gráfico T vs Entropíapág. 65
- Figura 2.2-3 Gráfico de resultados experimentales. EER vs Fracción de amoníaco en la solución pobre vs Temperatura del generador.....pág. 70
- Figura 2.2-4 Gráfico de resultados obtenidos con el EES. EER vs Fracción de amoníaco en la solución pobre vs Temperatura del generadorpág. 71
- Figura 2.2-5 Gráfico de resultados experimentales. EER vs Fracción de amoníaco en la solución rica vs Temperatura del generador.....pág. 72
- Figura 2.2-6 Gráfico de resultados obtenidos con el EES. EER vs Fracción de amoníaco en la solución rica vs Temperatura del generadorpág. 73

2.3

- Figura 2.3-1 Diagrama DARS-1pág. 75
- Figura 2.3-2 Diagrama DARS-2pág. 76
- Figura 2.3-3 Diagrama DARS-1WEpág. 77
- Figura 2.3-4 Diagrama T-s, DARS-1pág. 78
- Figura 2.3-5 Gráfica T^a salida del condensadorpág. 79
- Figura 2.3-6 Gráfica T^a entrada generadorpág. 79
- Figura 2.3-7 Gráfica T^a salida evaporadorpág. 80
- Figura 2.3-8 Diagrama DARS-1, en el EES.....pág. 82
- Figura 2.3-9 Gráfica EER vs temperatura del absorbedorpág. 85
- Figura 2.3-10 Gráfica EER vs temperatura salida del evaporadorpág. 86

2.5

- Figura 2.5-1 Nevera Electroluxpág. 90
- Figura 2.5-2 Nevera Dometicpág. 91
- Figura 2.5-3 Nevera Junkerspág. 92
- Figura 2.5-4 Neveras Taver InstaClack.....pág. 93
- Figura 2.5-5 Nevera Butsirpág. 94
- Figura 2.5-6 Nevera Kellecpág. 95

3. Implementación de colectores solares

3.2

- Figura 3.3-1 Colector cilíndrico parabólicopág. 102

Anejos

Anejo 1

- Figura Anejo1-1 Gráfica EER vs Temperatura salida evaporadorpág. 120
- Figura Anejo 1-2 Gráfica EER vs Fracción molar amoníaco en el evaporador.....pág. 121
- Figura Anejo 1-3 Gráfica EER vs Fracción másica amoníaco en la corriente rica.....pág. 123

Anejo 2

- Figura Anejo 2-1 Gráfica EER vs Temperatura salida evaporador.....pág. 132
- Figura Anejo 2-2 Gráfica EER vs fracción molar amoníaco en el evaporador.....pág. 133
- Figura Anejo 2-3 Gráfica EER vs fracción másica de amoníaco en la corriente rica.....pág. 135

Índice de tablas

1. Introducción

1.5

- Tabla 1.5-1 Características de los absorbedores de película descendente y de burbuja.....pág. 29

2. Configuraciones

2.1

- Tabla 2.1-1 Tabla temperaturas de corrientes de inputpág. 55
- Tabla 2.1-2 Tabla de resultados del EES. Entalpía, flujo másico y temperatura.....pág.57
- Tabla 2.1-3 Tabla de resultados del EES. Presión parcial de amoníaco e hidrógeno.....pág. 57
- Tabla 2.1-4 Tabla de resultados del EES. Fracción de gas y fracción de amoníacopág. 58
- Tabla 2.1-5 Tabla de resultados del EES. Energía de entrada y de salidapág. 59

2.2

- Tabla 2.2-1 Tabla temperaturas de corrientes de inputpág. 66
- Tabla 2.2-2 Tabla de resultados del EES. Entalpía, flujo másico y temperatura.....pág. 67
- Tabla 2.2-3 Tabla de resultados del EES. Presión parcial de amoníaco e hidrógeno.....pág. 67
- Tabla 2.2-4 Tabla de resultados del EES. Fracción de gas y fracción de amoníacopág. 68
- Tabla 2.2-5 Tabla de resultados del EES. Energía de entrada y de salidapág. 68

2.3

- Tabla 2.3-1 Tabla temperaturas de corrientes de input.pág. 81
- Tabla 2.3-2 Tabla de resultados del EES. Entalpía, flujo másico y temperatura.....pág. 83
- Tabla 2.3-3 Tabla de resultados del EES. Presión parcial de amoníaco e hidrógeno.....pág. 83

•	Tabla 2.3-4 Tabla de resultados del EES. Fracción de gas y fracción de amoníaco	pág. 84
•	Tabla 2.3-5 Tabla de resultados del EES. Energía de entrada y de salida	pág. 85
•	Tabla 2.3-6 Tabla T8 vs X8 molar vs EER	pág. 86
2.5		
•	Tabla 2.5-1 Especificaciones nevera Dometic	pág. 91
3.	Implementación de colectores solares	
•	Tabla 3.2-1 Clasificación en función del factor de concentración.....	pág. 109
•		
Anejos		
Anejo 1		
•	Tabla Anejo 1-1 Relación EER con la temperatura de salida del evaporador.....	pág. 119
•	Tabla Anejo 1-2 Relación EER con la fracción molar de amoníaco en el evaporador	pág. 121
•	Tabla Anejo 1-3 Relación EER con la fracción másica de amoníaco en la corriente rica	pág. 122
Anejo 2		
•	Tabla Anejo 2-1 Vectores de las variables en el EES	pág. 130
•	Tabla Anejo 2-2 Relación EER con la temperatura de salida del evaporador	pág. 131
•	Tabla Anejo 2-3 Relación EER con la fracción molar de amoníaco en el evaporador.....	pág. 133
•	Tabla Anejo 2-4 Relación EER con la fracción másica de amoníaco en la corriente rica.....	pág. 134
Anejo 3		
•	Tabla Anejo 3-1 Vectores de las variables en el EES	pág. 143
•	Tabla Anejo 3-2 Relación EER con la temperatura del absorbedor	pág. 144

- Tabla Anejo 3-3 Relación EER con la temperatura de salida del evaporador.....pág.145

1. INTRODUCCIÓN

El sistema de refrigeración por absorción difusión, o también llamado DAR (diffusion absorption refrigeration) es un sistema de refrigeración en el que al igual que en el sistema de refrigeración por absorción convencional el refrigerante, amoníaco en este caso, es absorbido por un líquido, agua en este caso, y en lugar de ser comprimido por una bomba y lo que se hace es tener todo el sistema a una elevada presión. De forma que cuando el refrigerante se encuentre solo toda la presión será para él y podremos condensarlo a una temperatura superior a la temperatura ambiente. Para evaporar lo que hacemos es diluir el refrigerante con un gas inerte en mayor o menor proporción, dependiendo de la temperatura que queramos en el evaporador, al existir dos gases en una misma atmósfera se reparten las presiones en función de su fracción molar, de esta forma el refrigerante perderá presión y evaporará absorbiendo calor.

En el generador se absorbe calor a alta temperatura y en el absorbedor se cede calor a temperatura intermedia. Así los DAR son sistemas que absorben calor a baja temperatura (evaporador) y alta temperatura (generador) y ceden calor a temperatura intermedia (absorbedor y condensador).

1.1 Antecedentes

Los ciclos DAR y los ciclos de absorción convencionales se basan en la capacidad que tienen algunas sustancias, tales como el agua y algunas sales como el bromuro de litio, para absorber en fase líquida vapores de otras sustancias como el amoníaco y el agua respectivamente. La historia de la refrigeración comienza a partir de 1774 cuando el Británico Joseph Priestl y logra aislar los gases amoníaco, oxígeno y dióxido de carbono, el estudio de estos gases y sus propiedades es el principio de la refrigeración.

Continuaron apareciendo numerosos estudios en los años siguientes que se enmarcaban en el principio de refrigeración por absorción, aunque fue Edmond Carré quien invento y patentó la primera máquina que producía frío a través de un ciclo de absorción a mediados del siglo XIX, esta utilizaba como par absorbente refrigerante agua y ácido

1.1 Antecedentes

sulfúrico respectivamente, otro precursor de esta tecnología fue su hermano Ferdinand quien en 1859 fabricó una maquina que él llamo de afinidad con el par amoniaco agua. Ésta máquina fue premiada en la exposición universal de Londres en 1862, con las patentes que presento Ferdinand Carré se fabricaron dos máquinas en serie, una de poca capacidad de funcionamiento esporádico y otra de mayor capacidad de operación continua

No fue hasta 1922 cuando apareció el primer sistema de refrigeración por absorción difusión: Los suecos Carl Munters y Baltazar Von Platen alumnos del Real Instituto de Tecnología de Estocolmo en 1922 consiguieron prescindir la bomba del sistema y de este modo perfeccionaron un refrigerador domestico por absorción que tuvo gran éxito. Este refrigerador entro al mercado de EEUU con más de 4 millones de unidades vendidas hasta 1926, pero su producción disminuiría drásticamente en la década del 50 debido a la aparición de equipos de compresión mecánica gracias a su mejor rendimiento y menor tamaño

El uso del par agua bromuro de litio comenzó en la década del 30, donde la empresa Carré sería la pionera en patentar una maquina de absorción LiBr agua en 1945. En la década del 60 estas maquinas se desarrollaron en base a ciclos de simple efecto y son la base de la tecnología de Absorción. El desarrollo de la tecnología de absorción tuvo un importante freno en EEUU en los primeros años de la década del 70. Sin embargo un mercado que siguió un importante de desarrollo fue el asiático teniendo como principales actores Japón, Corea y China. En este último su desarrollo se vio fortalecido por la falta de una infraestructura eléctrica.

El ciclo de absorción convencional, aun con un consumo muy débil es dependiente de la energía mecánica (electricidad), ya que utiliza una bomba de líquidos para mantener la diferencia de presiones entre el lado del evaporador y condensador. Con el objetivo de realizar una máquina totalmente autónoma, se concibió el ciclo de absorción Server-Electrolux que fue inventado por los ingenieros suecos Carl Munters y A. von Platen, cuando eran aún estudiantes en el Real Instituto de Tecnología de Estocolmo, la característica fundamental de este ciclo es que su único motor es el calor.

El sistema Servel-Electrolux, denominado también ciclo de absorción-difusión, introduce una modificación muy interesante, y es que la sustancia refrigerante describe

1.1 Antecedentes

un ciclo sin emplear maquinaria que tenga partes móviles funcionando continuamente; esta sustancia refrigerante es gas amoníaco liberado de una disolución acuosa y transportado de una parte a otra mediante una atmósfera de un gas inerte que en la mayoría de los casos es hidrógeno.

En el último tiempo existe un renacer de la tecnología de absorción esto debido al alto precio que ha alcanzado el precio del petróleo y las consecuencias medioambientales del uso y explotación indiscriminado de combustibles fósiles, este resurgir es gracias a nuevos avances que permiten el uso de calores residuales y energía solar a través de colectores térmicos como fuente de calor para el funcionamiento de los sistemas de absorción, reduciendo de este modo el consumo de electricidad y la emisiones de CO₂ por este mismo concepto, además de que los fluidos empleados como refrigerantes en las máquinas de absorción son elementos naturales de nulo efecto sobre la capa de ozono.

En Frío Solar, se basa aparentemente en una idea contradictoria, aprovechar el calor del sol para producir frío y consiste básicamente en transformar el calor del sol en energía química, para climatizar en verano los espacios interiores de una edificación. Los sistemas de refrigeración solar tienen la gran ventaja de que se utilizan cuando coinciden los niveles máximos de demanda y de producción, ya que las necesidades de climatización de un edificio se producen en la época y hora del día de más radiación solar. Las máquinas de absorción más aplicadas en climatización (>15°C) son las de bromuro de litio (absorbente) y agua (refrigerante).

1.2 Fuentes de energía térmica

Como se ha dicho anteriormente, los equipos de absorción necesitan energía térmica en el generador.

Los equipos de absorción para climatización se pueden clasificar en tres grupos según el tipo de energía térmica de activación utilizada:

- En la *climatización a gas*, la energía procede de la combustión generalmente del gas natural o de los gases licuados LPG (propano o butano). Al disponer de una fuente térmica a temperatura elevada, las enfriadoras de H₂O-LiBr son de llama directa, operan mediante ciclos doble efecto con valores de EER entre 1 y 1.3, y potencias a partir de 200 kW. En el caso de las enfriadoras de amoníaco-agua, la gama de los equipos comerciales de llama directa se reduce a unidades modulares de unos 18 kW para ciclos de simple efecto con EER de 0.5 como máximo y condensados por aire.

Dentro de este grupo, los nuevos desarrollos tienen como objetivo no solo mejorar el EER mediante ciclos avanzados (triple efecto en el caso de H₂O-LiBr, o GAX en el de NH₃-H₂O) sino también reducir el tamaño y extender la gama de equipos al sector residencial y comercial con equipos de pequeña potencia e incorporando la posibilidad de condensación por aire y funcionar también como bomba de calor.[1]

- La *climatización con calor residual* procedente de sistemas de cogeneración. Tuvo una amplia implantación en España en la década de los noventa, debido al auge de la cogeneración en el sector servicios (hospitales, hoteles, etc.). Los equipos de absorción suelen ser enfriadoras de H₂O-LiBr de simple efecto accionados con agua caliente a temperaturas de unos 90 °C o vapor de baja, y de gran capacidad. La reciente aparición en el mercado de equipos de microcogeneración (turbinas de gas y motores alternativos) en la gama de 30 a 100 kW de potencia ha ampliado notablemente el mercado de los equipos de climatización de pequeña potencia. Los nuevos desarrollos de equipos de absorción aparecidos en este sector, van a permitir no solo mejorar el EER con ciclos de doble efecto activados directamente con los gases de escape, sino

1.2 Fuentes de energía térmica

también con sistemas dotados con activación dual (gases calientes y llama directa) o bien equipos a dos niveles de temperatura.[1]

- Climatización con *energía solar térmica*, éstos suelen ser enfriadoras de H₂O-LiBr de simple efecto accionadas con agua caliente a temperaturas inferiores a 90 °C. Estos equipos se pueden utilizar en los sistemas de cogeneración. Los objetivos perseguidos con los nuevos desarrollos tienen que ver por un lado con la reducción del nivel térmico requerido de la energía de activación, con la disipación del calor mediante el aire en lugar de requerir agua, con la activación a varios niveles de temperatura para conseguir un mejor aprovechamiento de los recursos energéticos etc.[1]

Las aplicaciones frigoríficas son el otro de campo de aplicación en que la tecnología de refrigeración por absorción sigue siendo interesante y competitiva frente a la de compresión en determinadas aplicaciones. En este caso la mezcla NH₃-H₂O es la única opción existente para producción de frío hasta temperaturas de -60 °C y en un amplio intervalo de potencias desde 250 kW hasta megavatios.

En los últimos años la implantación de los sistemas de cogeneración con turbinas y motores de gas en sectores industriales como el agroalimentario, petroquímico y farmacéutico, ha favorecido la utilización de este tipo de plantas que utilizan el calor residual para su activación. Normalmente, estas plantas se diseñan y construyen a medida para cada aplicación específica.

1.3 Ciclo absorción convencional

Los ciclos DAR son ciclos de absorción convencionales en los que se ha sustituido la bomba que comprime los líquidos que funciona con electricidad por una bomba burbujeante necesita calor como fuente de energía. debido a la similitud de estos ciclos primero explicaré el funcionamiento del ciclo de absorción convencional para que se vean de forma más clara las diferencias.

Máquinas de absorción

El frío se genera tradicionalmente mediante máquinas de compresión y este sistema, el de los aparatos de aire acondicionado, más o menos sofisticados, es el que se usa en el sector residencial de forma creciente en España.

Sin embargo, hay otros sistemas de generación de frío, se trata de máquinas térmicas que realizan un ciclo inverso de Rankine modificado y que operan con amoníaco o agua como líquido refrigerante. Su interés radica en que la energía consumida para su funcionamiento es de tipo térmico, y no mecánica como ocurre en las máquinas de compresión. Se sustituye así la compresión mecánica por una “térmica”, mediante la integración del refrigerante en un agente absorbente.

Los sistemas de refrigeración por absorción presentan la ventaja respecto a los de compresión de vapor de requerir una demanda eléctrica casi despreciable, sustituyendo esta por demanda térmica. El principal atractivo de estos equipos es la capacidad de aprovechar calores residuales.

Las máquinas de absorción a su vez se subdividen en dos, de simple y doble efecto:

- Las máquinas de simple efecto utilizan agua a temperaturas entre 85 a 100° C, vapor a baja presión (0,1 a 3 bar) o gases de escape hasta 400° C. Su EER está entre 0,6 y 0,8.
- Las de doble efecto utilizan a vapor a media presión (3 a 9 bar), agua a temperatura más elevada (140 a 200° C) o gases de escape a 500 ó 600° C. Su EER es más elevado (entre 0,8 y 1,2).

Las máquinas de absorción más adecuadas utilizan como absorbente el Bromuro de Litio y como refrigerante el agua. Esta solución es ventajosa por que los productos no

1.3 Ciclo de absorción convencional

son tóxicos ni inflamables, son de menos coste y tienen un rendimiento más alto. Sin embargo, no pueden operar por debajo de $+5^{\circ}\text{C}$, es necesario controlar su operación para evitar la cristalización del absorbente y la corrosión.

Otras máquinas utilizan como absorbente el agua y como refrigerante el amoníaco. Aunque esto elimina los problemas de cristalización y las limitaciones de temperatura, sus costes son más elevados, los productos empleados son tóxicos e inflamables, tienen un peor rendimiento y operan a presiones más elevadas.

La máquina de absorción es una bomba de calor que permite traspasar energía de una fuente a baja temperatura a otra fuente a alta temperatura mediante el consumo adicional de energía térmica. Basa su funcionamiento en la capacidad de determinadas sales y líquidos para absorber a un fluido refrigerante.

Funcionamiento del ciclo [2]

El principio de operación es el mismo que el de un sistema clásico por compresión de vapor: el enfriamiento procede de la evaporación de un refrigerante. La principal diferencia radica en la facilidad y la eficiencia para comprimir una mezcla líquida frente a comprimir gases, mucho más costoso debido a los cambios de volumen que estos sufren durante la compresión. En el sistema de absorción se ha sustituido el compresor del sistema de refrigeración por compresión de gases por una bomba de líquidos.

Los sistemas de refrigeración por absorción se caracterizan por:

- Usar mezclas de agua (medio de transporte), y amoníaco (refrigerante) o bromuro de litio (medio de transporte) y agua (refrigerante) en lugar de refrigerantes que atentan contra la capa de ozono (CFC, CO_2 ...)
- Los sistemas que usan mezclas de bromuro de litio-agua operan a bajas presiones (condiciones de vacío) y los de amoníaco-agua a presiones moderadas-altas.
- No utilizan compresores.
- La entrada principal de energía al sistema procede de una fuente de calor.

El ciclo de absorción convencional es dependiente de la electricidad y utiliza una bomba para mantener la diferencia de presiones entre el lado del evaporador y del condensador. Además, la sustancia refrigerante sufre un proceso de estrangulamiento en

1.3 Ciclo de absorción convencional

una válvula pasando de líquido a elevada presión a una mezcla bifásica, líquido en su mayor parte, a menor presión. De esta forma el refrigerante podrá absorber calor desde ambientes mucho más fríos. Esta diferencia de presión se mantiene, generalmente, mediante una bomba asociada a un motor eléctrico que genera ruido, vibraciones o tiene problemas con la lubricación...siendo preciso a su vez un sistema de control de la temperatura por termostato que accione el motor cuando se supere un nivel de temperatura crítico.

En la figura 1.3-1 se puede observar que el ciclo de refrigeración por absorción convencional es muy similar al de compresión de vapor ya que el refrigerante absorbe calor del medio a enfriar en el evaporador, y cede calor al ambiente en el condensador.

El sistema de absorción convencional está compuesto por: un absolvedor; una bomba; un generador, un regenerador un rectificador; un condensador; una válvula de expansión y un evaporador.

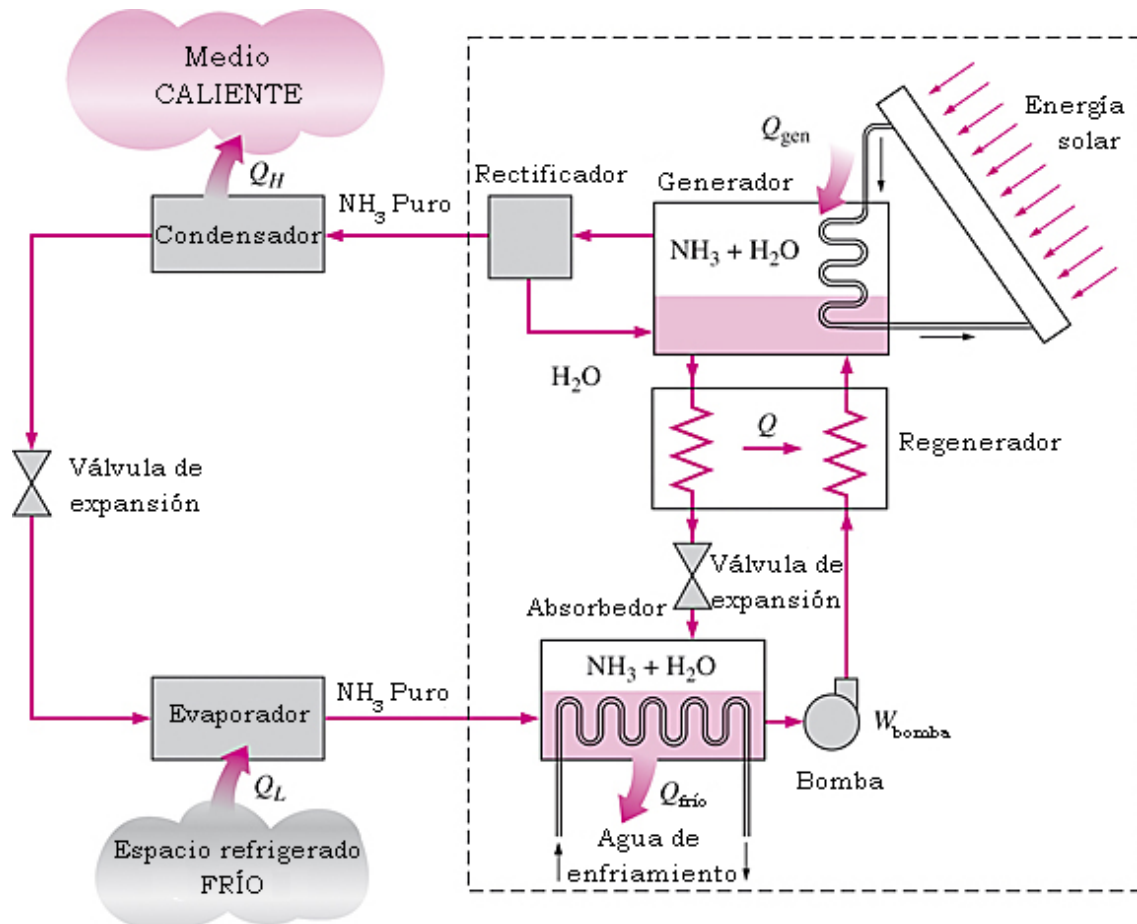


Figura 1.3-1 Ciclo de absorción convencional alimentado con colectores solares

1.3 Ciclo de absorción convencional

En el sistema de la figura el calor que necesita el generador es suministrado mediante energía solar.

Descripción del sistema por componentes:

- **Condensador:** Partiendo desde el condensador. A este le llega el refrigerante, amoníaco en este caso, en fase gas y a presión y temperatura elevada. En el condensador se enfría el refrigerante en contacto con el medio caliente, la presión del refrigerante debe ser lo suficientemente elevada para que pueda condensar a una temperatura mayor que la temperatura del medio caliente. Del condensador sale refrigerante líquido a alta presión.
- **Válvula de expansión y evaporador:** La válvula de expansión situada justo antes de evaporador es la encargada de quitar presión al refrigerante líquido para que este evapore en el evaporador y absorba calor, este es el calor útil del sistema. Del evaporador sale refrigerante en fase gas a baja presión.
- **Absorbedor:** En el absorbedor el refrigerante en fase gas a baja presión que viene del evaporador entra en contacto con agua a temperatura ambiente que se encuentra en el absorbedor. Aquí se produce el fenómeno de absorción entre el agua y el amoníaco, este fenómeno desprende calor por lo que debemos refrigerar el absorbedor para que la temperatura de la mezcla sea lo más baja posible para que la absorción se produzca mejor, en este caso refrigerado con agua de enfriamiento.
- **Bomba:** A la bomba le llega la mezcla líquida de amoníaco y agua a baja presión. Esta aumenta la presión de la mezcla y la bombea al generador. Normalmente la potencia de esta bomba es muy baja encontrándose alrededor del 1% del calor aportado en el generador.
- **Regenerador:** es un intercambiador de líquidos que recupera calor de la corriente de retorno del absorbedor cediéndosela a la de ascenso al generador. Gracias a esta cesión de calor se necesita aportar menos calor en el generador.

1.3 Ciclo de absorción convencional

- **Generador:** En el generador se separa el amoníaco y el agua. Se necesita un aporte de calor para evaporar la mezcla líquida, como el amoníaco es más volátil que el agua este se encuentra en mayor proporción en la fase gas que circula hacia el rectificador.
- **Rectificador:** es un elemento que aumenta la eficiencia del sistema. Lo que hace es separar el amoníaco y el agua de la fase gas, aprovechando que el agua condensa a mayor temperatura que el amoníaco. Del rectificador retorna una corriente de agua pura líquida hacia el generador y el amoníaco puro en fase gas avanza hacia el condensador. El rectificador debe ser refrigerado.

Diferencias entre un ciclo de absorción y uno de compresión de vapor

Operación: La diferencia de operación entre el ciclo de compresión mecánica y la máquina de absorción reside en la fuente de energía que se emplea para mover el refrigerante desde el evaporador hasta el condensador. En el caso de la compresión mecánica, la fuente de energía es energía eléctrica que alimenta el compresor. La máquina de absorción es accionada por transferencias de energía en forma de calor (el calor suministrado en el generador para separar el vapor de refrigerante), siendo despreciable el trabajo mecánico que se requiere para elevar la presión de la disolución (en fase líquida) en la bomba.

EER: El EER (Energy Efficiency Ratio = Grado de eficiencia eléctrico) se define como “La cantidad de refrigeración obtenida de una máquina dividida entre la cantidad de energía que se requiere aportar para conseguir esta refrigeración (ASHRAE 1993)”. En este cómputo no se incluyen los consumos auxiliares de energía eléctrica necesarios para el funcionamiento de bombas y ventiladores que mueven los fluidos externos.

Los EER's esperables de los ciclos de absorción son muy bajos comparados con los de los ciclos de compresión mecánica. Pero la energía que necesitan los ciclos de absorción es energía térmica, que es una energía primaria, mientras que los ciclos de compresión de vapor necesitan energía eléctrica que no es una energía primaria y ya viene con un rendimiento a la hora de obtenerla.

1.3 Ciclo de absorción convencional

En máquinas de absorción de una etapa(máquina de simple efecto como la que se plantea en este proyecto), con Bromuro de Litio, no se superan EER's de 0,7. Sin embargo, en grandes equipos de compresión mecánica, se consiguen en la actualidad rendimientos frigoríficos entre 4,5 y 5,5kW/kW (EER's en el evaporador de 4,5 a 5,5).

Un ejemplo de esta situación podría ser una instalación de aire acondicionado solar: si se utilizasen placas fotovoltaicas sólo se podría utilizar un 15-20% de electricidad en comparación con unos paneles solares térmicos que podrían aprovechar hasta el 90% de la energía solar recibida, y a un precio de instalación mucho más reducido. El conjunto completo paneles solares-absorción tendría un EER de entre 0,72 y 1,08 y el de compresión entre 0,54 (18% paneles y EER de 3, muy habitual) y 1,1 (20% paneles y EER de 5,5). [2]

Impacto ambiental

Existen diferencias muy significativas entre las máquinas frigoríficas de absorción y las de compresión mecánica de vapor en cuanto a la influencia de la utilización sobre el medio ambiente. El factor que determina con mayor exactitud la incidencia sobre el medio ambiente de una máquina o proceso, es el TEWI (Total Equivalent Warming Impact) que engloba todos los parámetros de influencia:

- ODP (Potencial de destrucción de Ozono).
- GWP (Potencial de calentamiento global-Efecto Invernadero)
- Consumo de los equipos (COP).
- Vida atmosférica.
- Carga de los equipos (Refrigerante).
- Emisiones de los equipos.

En el caso de la maquinaria frigorífica, de todos estos parámetros el de mayor importancia resulta ser el consumo de los equipos, englobando tanto los consumos directos de energía de cada máquina como los de energías primarias y fósiles necesarios para la producción de la energía eléctrica que después se va a consumir en ella, e incluyendo las emisiones de gases invernadero (CO₂, fundamentalmente) que van aparejadas con la producción de esta energía. La Agencia Internacional del Medio

1.3 Ciclo de absorción convencional

Ambiente ha determinado que el 98% del TEI de una instalación frigorífica se debe a la emisión de gases invernadero que se originan en la producción de la energía eléctrica necesaria para su funcionamiento. Solo el 2% restante se debe a las emisiones originadas por la propia máquina. [5]

El consumo eléctrico de una instalación de absorción es, por término medio, un 7% del correspondiente a un equipo de compresión mecánica.

1.4 Ciclo absorción-difusión

En un ciclo de refrigeración convencional, la sustancia refrigerante sufre un proceso de estrangulamiento pasando de una región de elevada presión, a otra de menor presión, experimentando así un descenso de unos 40°C a 50°C. Para usos domésticos la caída de presión es de unas 10 atm, diferencia de presión que se mantiene generalmente mediante una bomba o compresor accionado por un motor eléctrico, lo cual implica la necesidad de una red eléctrica.

Un aspecto importante para entender el ciclo es que la presión total es la suma de las presiones parciales de los gases existentes en esa atmósfera. En este sistema la presión total es constante en todos los puntos del sistema, lo que varía son las presiones parciales del refrigerante (amoníaco) y el gas inerte (Hidrógeno), y por tanto no precisa válvulas.

El papel de válvula lo realiza el hidrogeno que existe en el evaporador a presión suficiente para que el amoníaco disminuya su presión parcial por debajo de la de saturación y pueda evaporarse rápidamente. El ciclo DAR usa tres fluidos: refrigerante (amoníaco), absorbente (agua) y gas inerte (generalmente hidrogeno).

El fluido de trabajo, formado por la solución de líquido absorbente y refrigerante, se mueve por el circuito impulsado por una bomba de burbujeo.

Descripción del ciclo por los diferentes recorridos de los fluidos

En el ciclo DAR la circulación de los diferentes fluidos se produce de la siguiente forma:

- El amoníaco circula a través de todos los componentes.
- El agua circula por el generador, la bomba de burbujeo y el absorbedor.
- El gas inerte circula por el evaporador, absorbedor e intercambiador de calor de los gases.

Para explicar el sistema voy a utilizar dos figuras ilustrativas y un diagrama de flujos más práctico que facilite la comprensión del sistema.

1.4 Ciclo absorción-difusión

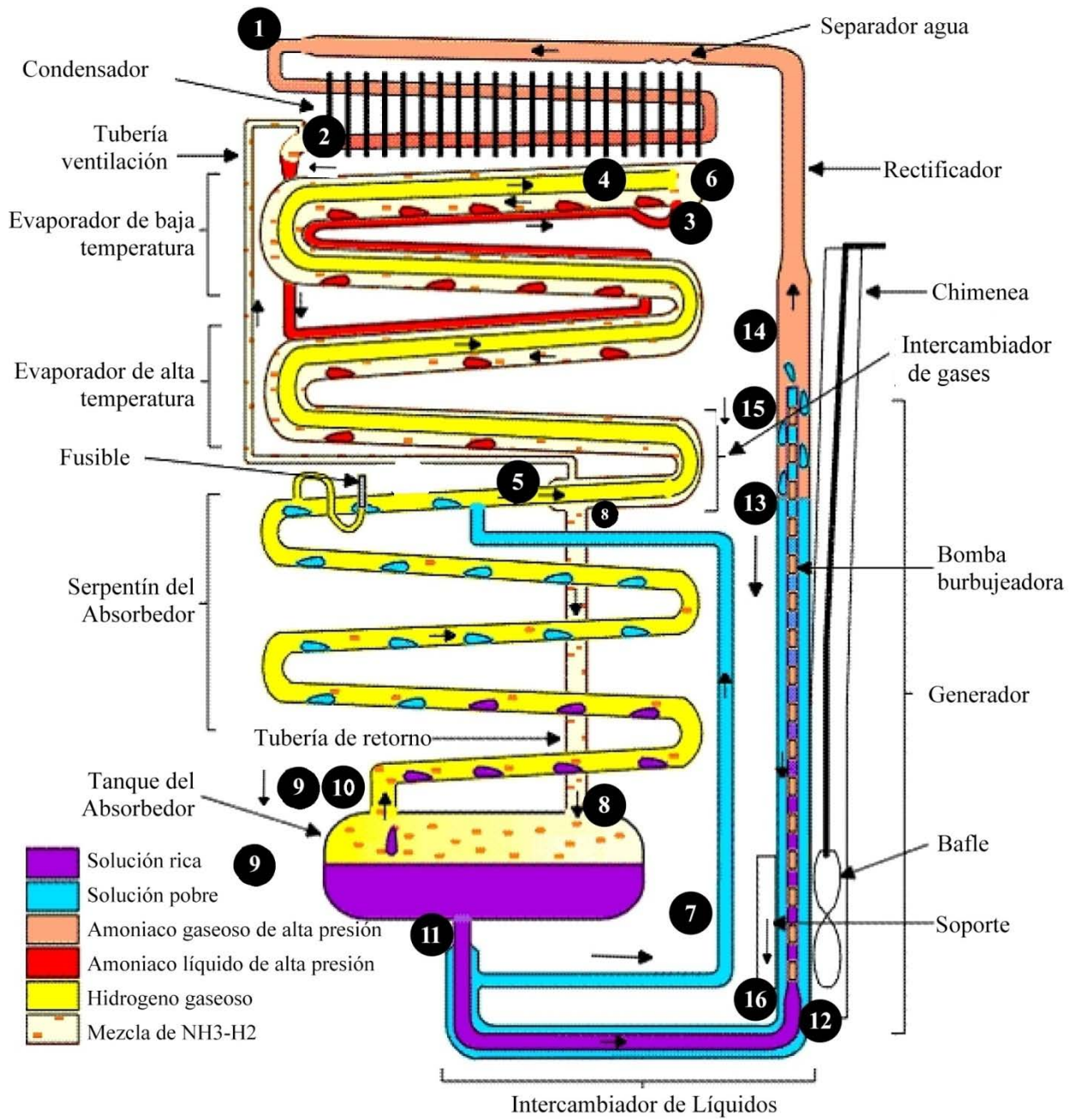


Figura 1.4-1 Figura ciclo DAR

1.4 Ciclo absorción-difusión

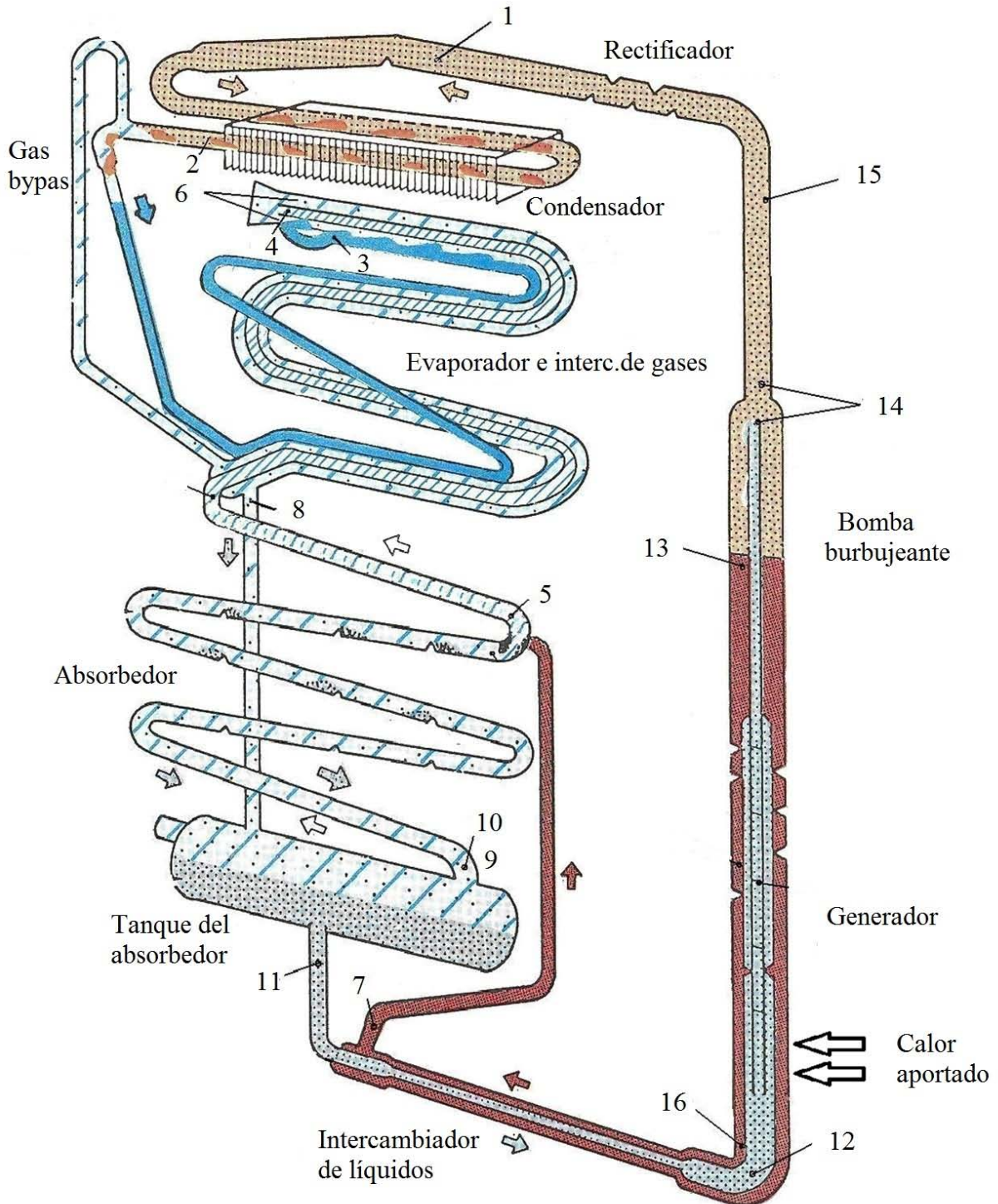


Figura 1.4-2 Figura ciclo DAR

1.4 Ciclo absorción-difusión

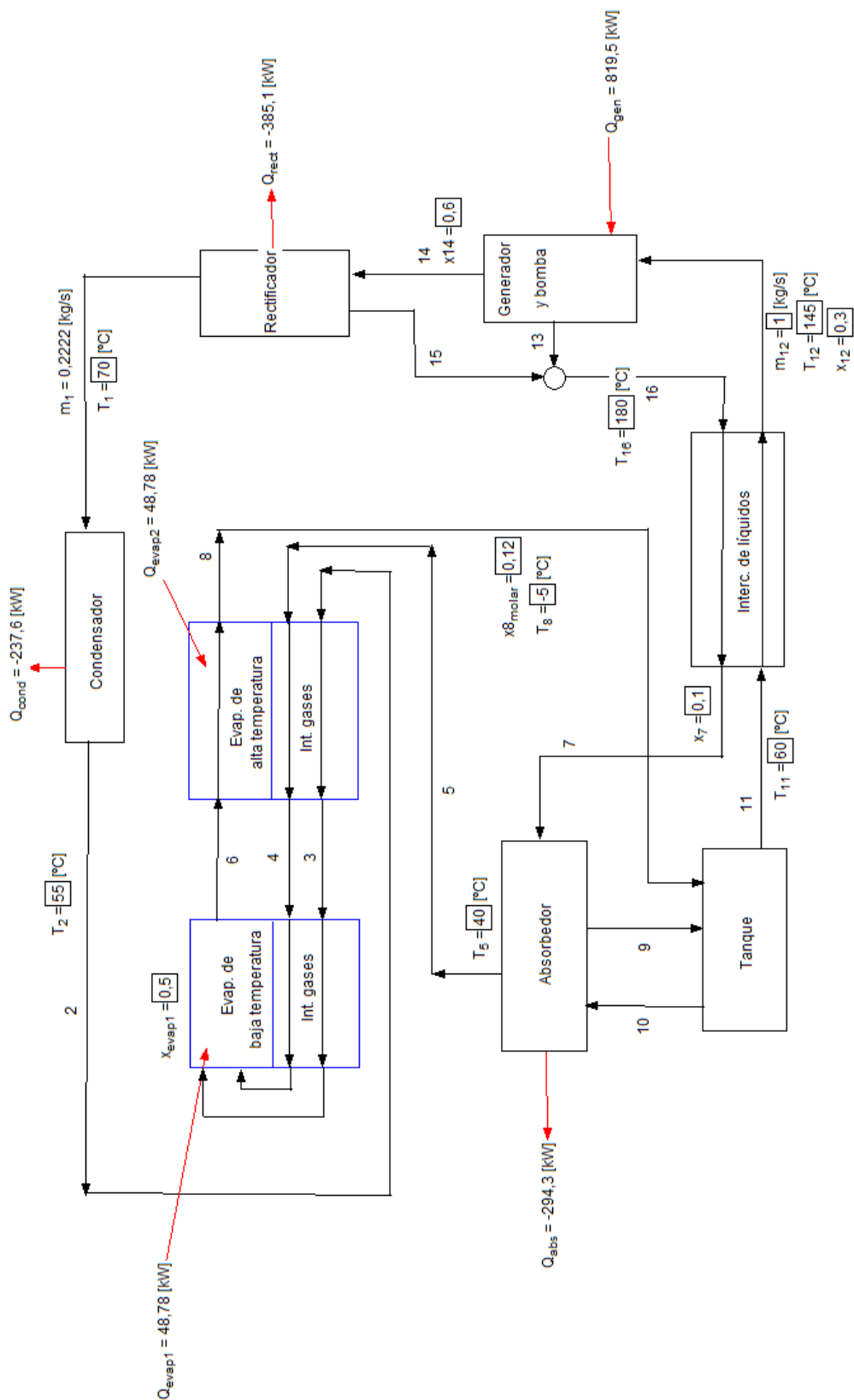


Figura 1.4-3 Diagrama ciclo DAR

Explicación y relación de las corriente

En el diagrama de flujos hay más corrientes intermedias necesarias para los balances de materia y energía.

Antes de explicar el funcionamiento del ciclo voy a poner las composiciones y fases de las corrientes:

- 1: Composición: Amoniac gaseoso
Corriente de amoniac puro en fase gaseosa que sale del rectificador hacia el condensador
- 2: Composición: Amoniac líquido
Corriente de amoniac líquido subenfriado que sale del condensador hacia el intercambiador de gases.
- 3: Composición: Amoniac líquido
Corriente de amoniac líquido que está siendo enfriada en el intercambiador de gases antes de evaporarse en el evaporador - intercambiador de gases.
- 4: Composición: Hidrógeno
Corriente de hidrógeno que está siendo enfriado en el intercambiador de gases antes de entrar en el evaporador - intercambiador de gases.
- 5: Composición: Hidrógeno
Hidrógeno que sale por la parte superior del absorbedor.

Las corrientes 3 y 4 se enfrían al evaporarse el amoniac de 6 a 8.

- 6: Composición: Hidrógeno
Amoniac líquido y gaseoso
Corriente mezcla de las corrientes 3 y 4. Circula por los dos evaporadores a la vez que va aumentando su temperatura y se va evaporando el amoniac. Es la corriente fría en el evaporador - intercambiador de gases, circula en contracorriente con las corrientes calientes, m3 y m4.
- 7: Composición: Amoniac líquido
Agua líquida
Es la solución pobre que ha sido enfriada en el intercambiador de líquidos.
- 8: Composición: Hidrógeno

1.4 Ciclo absorción-difusión

Amoniaco gaseoso

Corriente con los gases que salen del evaporador - intercambiador de gases, hacia el tanque del absorbedor.

9: Composición: Agua líquida

Amoniaco líquido

Solución rica que sale por la parte inferior del absorbedor, tras haber absorbido el amoniaco gaseoso que ascendía en contracorriente por el absorbedor.

10: Composición: Hidrógeno

Amoniaco gaseoso

Corriente gaseosa que entra por la parte inferior del absorbedor que va perdiendo amoniaco gaseoso con forme asciende al ser absorbido por la solución de agua y amoniaco que desciende en contracorriente.

11: Composición: Agua líquida

Amoniaco líquido

Solución rica que sale del tanque del absorbedor hacia el intercambiador de líquidos.

12: Composición: Agua líquida

Amoniaco líquido

Solución rica precalentada en el intercambiador de líquidos antes de entrar en el generador.

13: Composición: Agua líquida

Amoniaco líquido

Solución baja en amoniaco que sale de la bomba burbujeante a alta temperatura.

14: Composición: Vapor de agua

Amoniaco gaseoso

Corriente gaseosa con alto contenido en amoniaco que sale del generador.

15: Composición: Agua líquida

Corriente de agua líquida que ha sido separada del amoniaco en el rectificador.

1.4 Ciclo absorción-difusión

16: Composición: Agua líquida
Amoníaco líquido
Solución pobre, mezcla de las corrientes m13 y m15

Recorrido del absorbente (agua).

El agua es la encargada de absorber el amoníaco. El agua tiene como misión transportar el fluido refrigerante desde el absorbedor hasta el generador.

Circula por el absorbedor, el tanque, el intercambiador de líquidos, la bomba burbujeante, el generador, y el rectificador.

Partiendo desde el tanque hacia el intercambiador de líquidos: El agua sale del tanque del absorbedor hacia el intercambiador de líquidos (corriente 11), con amoníaco disuelto. Esta es la llamada solución rica, que es la solución de agua-amoníaco en mayor proporción de amoníaco. Esta corriente tiene una temperatura algo superior a la temperatura ambiente o medio caliente.

En el intercambiador de líquidos esta solución se precalienta en contracorriente con la solución que retorna de la bomba burbujeante y el rectificador (corriente 16).

La solución rica ya con mayor temperatura (corriente 12) llega al generador, donde se le suministra calor y parte se evapora. Las burbujas que se forman arrastran al líquido a través de la bomba burbujeante.

A la salida de la bomba el agua toma dos caminos:

- Por un lado el vapor de agua sube con el amoníaco gas hacia el rectificador (corriente 14). En esta corriente en fase gas el vapor de agua se encuentra en baja concentración debido a que el amoníaco es más volátil. En el rectificador el agua es condensada (corriente 15) y retorna para mezclarse con la corriente líquida que sale de la bomba burbujeante (corriente 13).
- Por otro lado el agua que no ha conseguido evaporarse (corriente 13) se mezcla con la corriente que vuelve del rectificador de agua pura (corriente 15).

Estas dos corrientes se mezclan y dan lugar a la solución pobre (corriente 16). La temperatura de esta corriente es elevada y se aprovecha en el intercambiador de líquidos

1.4 Ciclo absorción-difusión

para calentar la solución rica y reducir el calor proporcionado al generador, y aumentar de esta manera el EER.

A la salida del intercambiador de líquidos seguimos teniendo agua con amoníaco en fase líquida (corriente 7) y a una temperatura más baja, pero superior a la temperatura del medio caliente o ambiente.

Esta corriente (7) entra al absorbedor por la parte superior, al encontrarse en estado líquido es más pesada y desciende en contracorriente a los gases de hidrógeno y amoníaco que ascienden. Durante este descenso la solución pobre va absorbiendo amoníaco en fase gas y gana concentración hasta convertirse en solución rica a la salida del absorbedor (corriente 9).

Esta solución es depositada en el tanque, cuando salga volverá al intercambiador de líquidos.

La comunicación entre el tanque y el absorbedor permite la llegada de las corrientes 8 y 9 al tanque y la salida de la corriente 10.

Recorrido del gas inerte (hidrógeno).

El hidrógeno es el encargado de transportar al refrigerante, amoníaco, y de quitarle presión para que este pueda evaporar a baja temperatura.

El hidrógeno solo está presente en el intercambiador de gases, los dos evaporadores, de alta y de baja temperatura y en el absorbedor así como en su tanque.

Partiendo del absorbedor, el hidrógeno sale por la parte superior del absorbedor y entra en el intercambiador de gases para enfriarse antes de mezclarse con el amoníaco líquido. Cuando llega al final del intercambiador de gases se mezcla con el amoníaco líquido, también a baja temperatura y entra en el evaporador - intercambiador de gases. El intercambiador de gases es a su vez el evaporador del fluido frío, amoníaco, de forma que a la vez que se evapora en amoníaco enfría el hidrógeno y el amoníaco líquido que circulan en contracorriente y absorbe calor de la cámara a refrigerar (efecto útil del ciclo).

1.4 Ciclo absorción-difusión

La circulación entre el evaporador, el intercambiador de gases y el absorbedor se produce debido a la diferencia de temperaturas entre la corriente que asciende (caliente), hidrógeno puro, y la que desciende (fría) de amoníaco e hidrógeno, los dos en fase gas. Además la mezcla de hidrógeno al estar enriquecido con amoníaco gaseoso, peso más que el hidrógeno puro que se encuentra en la parte alta del evaporador.

El hidrógeno con amoníaco sale del intercambiador de gases (corriente 8) y baja al tanque del absorbedor directamente. En el tanque el hidrógeno como pesa menos sube hacia el absorbedor con el amoníaco en fase gas (corriente 10) y entra por la parte baja del absorbedor. Atraviesa el absorbedor de abajo a arriba junto con el amoníaco gaseoso, en contracorriente con la solución líquida de agua y amoníaco, durante el paso por el absorbedor el amoníaco gaseoso es absorbido por esta solución de agua y finalmente sale por la parte superior del absorbedor hidrógeno puro (corriente 5).

Recorrido del refrigerante (amoníaco).

Gran parte del recorrido del amoníaco ya está explicado con los recorridos anteriores.

El amoníaco entra al condensador en fase gas (corriente 1) a una temperatura bastante superior a la temperatura del medio caliente o ambiente. La presión del amoníaco es la presión total del sistema porque es amoníaco puro, esta presión debe ser lo suficientemente alta para que el amoníaco pueda condensar a una temperatura unos grados superior a la temperatura del medio caliente o ambiente, para favorecer el intercambio de calor.

A la salida del condensador el amoníaco está subenfriado (corriente 2) y pasa al intercambiador de gases (corriente 3), se enfría y en la entrada del evaporador - intercambiador de gases se mezcla con el amoníaco gaseoso que circulaba en paralelo por el intercambiador de gases. Al entrar en el evaporador el amoníaco entra en una atmósfera en la que predomina el hidrógeno. La presión parcial del amoníaco en la entrada del evaporador es muy baja, por lo que este se evapora pese a estar muy frío. Al avanzar por el evaporador - intercambiador de gases (corriente 6), el amoníaco se va evaporando y aumentando su temperatura, debido a que absorbe calor del amoníaco líquido y el hidrógeno que circulan en contracorriente y de la cámara a refrigerar. Este calor que absorbe de la cámara es el calor útil, el utilizado para calcular el EER. Al

1.4 Ciclo absorción-difusión

evaporarse el amoniaco aumenta la presión parcial de este, pero como la temperatura también aumenta se sigue evaporando.

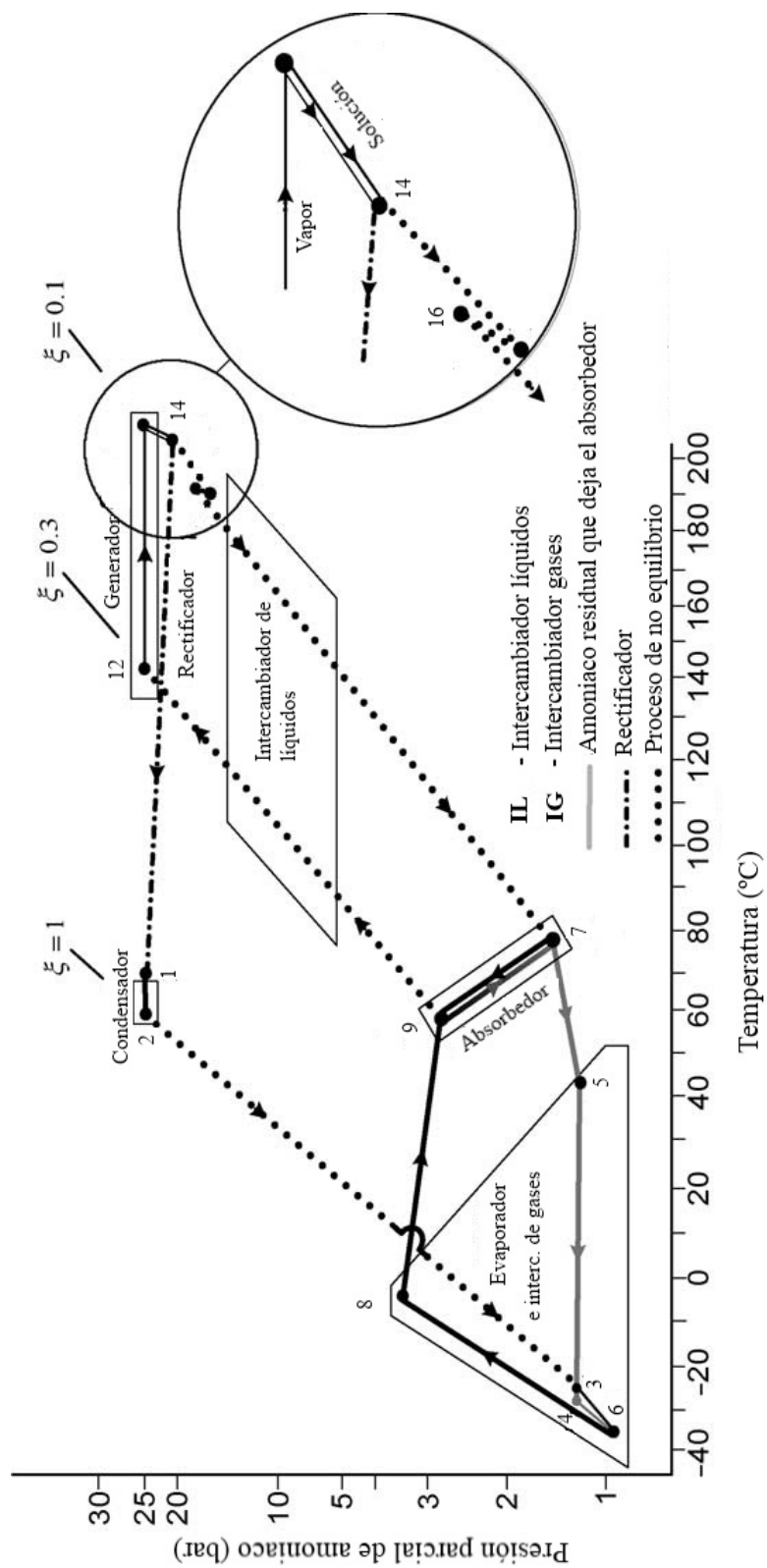


Figura 1.4-4 Diagrama presión parcial de amoniaco vs temperatura

1.4 Ciclo absorción-difusión

A la salida del evaporador - intercambiador de gases el amoníaco se ha evaporado completamente y su presión parcial es superior a la presión parcial que tenía a la entrada del mismo. Como el rango de temperatura de evaporación del amoníaco es grande, se instalan dos evaporadores, uno de baja temperatura, primer evaporador, y otro de alta temperatura, segundo evaporador. Del tanque sube al absorbedor (corriente 10) y entra por la parte de abajo en contracorriente con la solución de agua y amoníaco líquido, el amoníaco gaseoso es absorbido por esta solución de agua, y desciende otra vez al tanque con la solución líquida de agua y amoníaco (corriente 9).

Del tanque sale en estado líquido con el agua (corriente 11) hacia el intercambiador de líquidos donde se calienta y entra al generador (corriente 12). En el generador el amoníaco toma dos caminos:

- El amoníaco que se evapora sube con parte de vapor de agua hacia el rectificador (corriente 14). En esta corriente en fase gas el amoníaco sale del rectificador sin agua (corriente 1), algo más frío y en fase gas hacia el condensador.
- Por otro lado el amoníaco que no ha conseguido evaporarse (corriente 13) retorna y se mezcla con la corriente que vuelve del rectificador de agua pura (corriente 15).

La corriente líquida de amoníaco y agua, llamada solución pobre entra al intercambiador de líquidos (corriente 16) y se enfría. De ahí entra al absorbedor por arriba (corriente 7).

1.5 Componentes del sistema

Componentes por los que está formado el ciclo DAR:

Intercambiador de gases

El intercambiador de gases es un componente que aumenta el rendimiento de ciclo. Sin este equipo el proceso sería inviable, porque las corrientes de amoníaco líquido e hidrógeno que entran al evaporador tienen una temperatura demasiado alta como para poder enfriarse lo suficiente al evaporarse el amoníaco.

Como ya se ha descrito en las figuras Figura 1.4-1, 1.4.2 y 1.4.3 anteriores, que representan el ciclo DAR, lo que hace el intercambiador es enfriar las corrientes que deben entrar al evaporador, el amoníaco líquido proveniente del condensador (corriente 2) y el hidrógeno que asciende desde el absorbedor (corriente 5), esto se produce al evaporarse el amoníaco líquido que circula con el hidrógeno en contracorriente por el evaporador (corriente 6) y absorber este calor de las corrientes calientes (corrientes 3 y 4).

La circulación de gases se hace contracorriente, los fluidos calientes (corrientes 3 y 4) circulan en sentido contrario a la corriente fría (corriente 6).

La circulación de gases en el intercambiador así como en el evaporador se produce por la diferencia de temperaturas de las corrientes. La corriente de hidrógeno que asciende desde el absorbedor hasta el evaporador (corriente 5) tiene una temperatura mayor que la corriente que desciende del evaporador hacia el tanque (corrientes 6 y 8) de hidrógeno y amoníaco gaseoso, además al ser esta una corriente con amoníaco, el peso atómico del amoníaco es mayor que el del hidrógeno por lo que pesa más y favorece el descenso. Así lo que ocurre en el intercambiador de gases, es un flujo interno de calor, que no afecta al exterior y por tanto no influye en el balance global de energía.

Evaporador

En el evaporador se produce el efecto útil del sistema, que es refrigerar o absorber calor.

El amoniaco líquido (corriente 3) se empieza a mezclar con el hidrógeno en la parte superior del evaporador. En el evaporador tienen lugar dos procesos: mezcla y transferencia de calor. La mezcla se produce entre el amoniaco e hidrógeno habiendo inicialmente poco amoniaco y mucho hidrógeno y finalmente poco hidrógeno y mucho amoniaco. Esto implica que en el evaporador la mezcla gaseosa de amoniaco e hidrógeno experimenta un proceso de no equilibrio. En la parte superior del evaporador al haber mayor cantidad de hidrógeno la presión parcial del amoniaco es baja y evapora a una temperatura bastante baja. A medida que la mezcla desciende la cantidad de amoniaco gaseoso aumenta y la de hidrógeno disminuye, debido a esto la presión parcial del amoniaco también aumenta y por tanto aumenta su temperatura de evaporación. El evaporador es a su vez el conducto por el que circula el fluido frío del intercambiador de calor, la mezcla amoniaco hidrógeno. Al mismo tiempo que el amoniaco al evaporarse absorbe calor de la cámara a refrigerar, también absorbe calor de las corrientes calientes del intercambiador de gases, las corrientes de hidrógeno (corriente 4) y amoniaco líquido (corriente 3).

Debido a que el rango de temperatura de evaporación del amoniaco en el evaporador es grande lo que se hace en instalar dos evaporadores, una de baja temperatura y otro de alta temperatura.

Del evaporador sale por la parte inferior una corriente gaseosa de amoniaco e hidrógeno (corriente 7).

La temperatura del evaporador puede variar desde -35°C hasta 15°C , dependiendo de la proporción molar de amoniaco y gas inerte, y de las prestaciones del equipo.

Absorbedor

El absorbedor es el elemento distintivo de los sistemas de absorción frente a los de compresión de vapor.

El funcionamiento del absorbedor afecta directamente al sistema global. El diseño de los absorbedores es un punto crítico, originado por la complejidad de los procesos de transferencia de masa y calor. Un intercambio de calor eficiente en el absorbedor depende principalmente de un excelente mezclado entre el vapor y la solución de trabajo y del máximo área de contacto entre la pared del intercambiador y la solución.

El aumento de la eficiencia en el absorbedor puede ser logrado aplicando diferentes técnicas. Una de ellas está asociada al incremento de la turbulencia por medio de corrugaciones en las paredes del intercambiador de calor o modificando la geometría, (Merril et al., 1995; Isshiki y Ogawa, 1996); también puede conseguirse mediante la utilización de aditivos que disminuyan la tensión superficial de la solución (efecto Marangoni) provocando un movimiento del seno del líquido hacia la superficie y viceversa (Gustafsson et al., 1996; Hijara y Sato, 1992, etc.), o bien mediante la adición de nano partículas en la solución para mejorar la conductividad térmica de la solución (Kang et al., 2000; Daiguji et al, 1997).

Tipos de absorbedores:

- ***Absorbedores con fases vapor y líquido continuas.***

En este tipo de absorbedores, la fase líquida está formada por una película descendente en contacto con la fase de vapor; las configuraciones disponibles pueden ser tanto de tubos verticales como horizontales, como puede apreciarse en la figura 1.1 (a y b), respectivamente. La configuración de tubos horizontales es la más utilizada comercialmente en las enfriadoras de agua de H₂O-LiBr. En este caso, el enfriamiento de la solución se realiza mediante agua de torre que circula por el interior de los tubos horizontales.

La configuración de tubos verticales es más versátil, ya que puede usarse agua de enfriamiento o aire para la disipación del calor generado. En la configuración de película descendente se obtienen altos coeficientes de transferencia de calor y baja

1.5 Componentes del sistema

perdida de carga, pero su buen funcionamiento depende significativamente de la existencia de una buena distribución de solución.

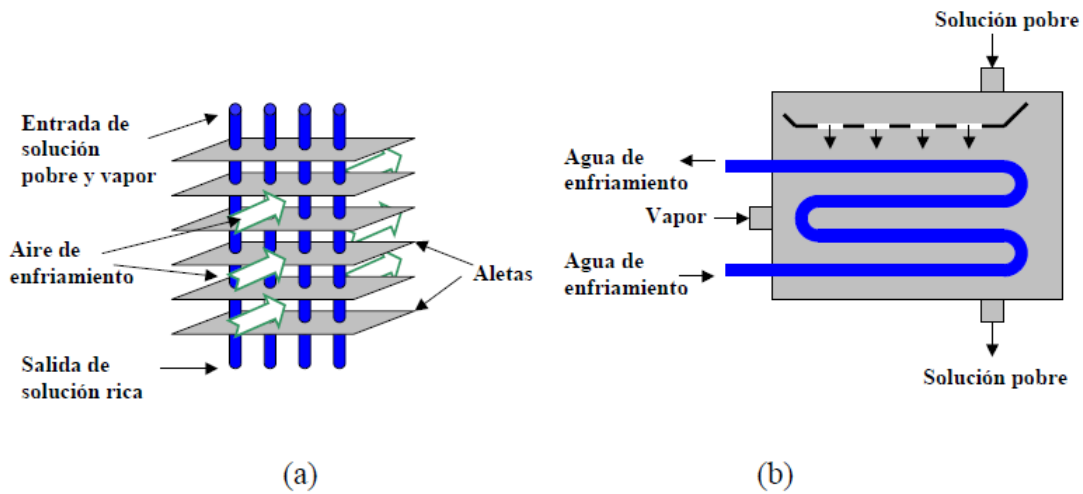


Figura 1.5-1 Absorbedor de película descendente en configuración de tubos verticales (a) y de tubos horizontales (b).

- **Absorbedores con fase vapor continuo y de líquido discontinua**

El proceso de absorción del vapor por la solución y la disipación de calor se realizan en este tipo de configuración de forma separada, tal como se muestra en la figura 1.5-1. La solución primero se pone en contacto con la fase vapor. Para ello se atomiza la corriente líquida mediante la utilización de aspersores en una cámara adiabática en donde se ha introducido la corriente de vapor. Una vez realizada la absorción, la corriente de la solución concentrada en refrigerante pasa por un intercambiador de calor donde se disipa el calor de absorción. A continuación, una parte de la solución enfriada se recircula al absorbedor y el resto se dirige al generador. Esta recirculación tiene el objetivo de aumentar la absorción.

Como resultado del proceso de absorción adiabático, la solución se calienta y el proceso de absorción se detiene cuando la presión de saturación más la presión capilar de la gota alcanzan la presión de la cámara. La tensión superficial de las gotas formadas provoca una presión de capilaridad que es inversamente proporcional al diámetro de las gotas (Vàlles, 2000). Para conseguir que la fase vapor del refrigerante sea absorbida, es necesario superar la presión capilar y penetrar la gota, para ello la presión del absorbedor debe superar la suma de la presión de saturación de la solución y la presión

capilar de la gota. En consecuencia hay un diámetro óptimo para el cual se produce la máxima absorción.

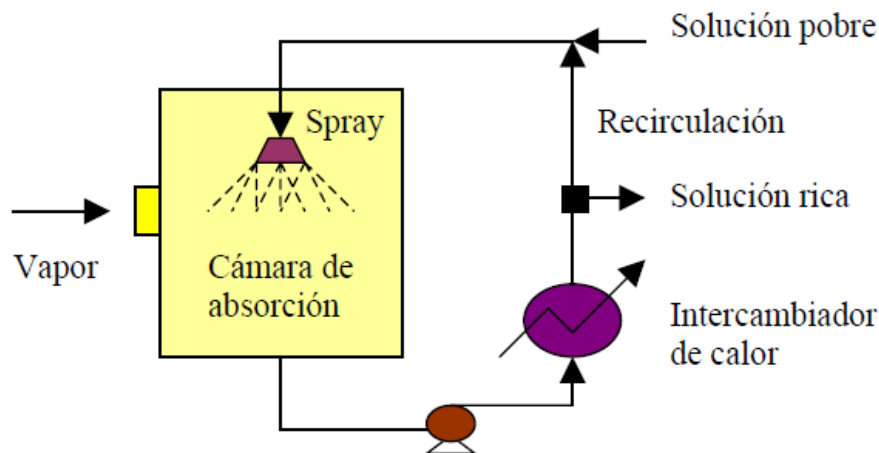


Figura 1.5-2 Absorbedor de spray o aspersión adiabático

- **Absorbedores con fase vapor discontinuo y líquido continuo**

Este tipo de configuración se denomina absorbedor de burbuja. Estos absorbedores son de tipo inundados, esto significa que la solución pobre en refrigerante llena el interior del canal central (ver figura 1.3) mientras que el vapor es inyectado en forma de burbujas. La disipación de calor se hace por medio de agua de enfriamiento que circula por la parte externa del dispositivo. Para aumentar la capacidad del absorbedor se suelen disponer varios canales en paralelo con distribuidores de solución y de vapor en la parte inferior y un colector de recogida de la solución concentrada en la parte superior.

El flujo bifásico que circula por el interior del absorbedor adopta, tal como se muestra en la figura 1.3, diferentes tipos de regímenes: agitado, tapones y de burbuja, Infante Ferreira, 1985.

- El flujo agitado se caracteriza por una forma indefinida de la fase vapor ocasionada por el efecto de entrada de la solución y vapor.
- En el flujo tapón, la fase gaseosa sube en forma de balas, de gran tamaño en comparación al diámetro de tubo, separadas por líquido (Infante Ferreira, 1985). Este régimen es el predominante a lo largo del absorbedor.
- El flujo de burbuja es caracterizado por pequeñas burbujas separadas unas con otras, rodeadas de grandes cantidades de líquido.

1.5 Componentes del sistema

Características de los distintos absorbedores:

Parámetro	Película descendente	Burbuja
Configuración	- Tubos verticales - Tubos horizontales	Intercambiador de calor de placas empacado
Area interfacial	Pequeño	Grande
Área de transferencia de calor	\equiv Area interfacial	Más pequeña que el área interfacial
Mezclado	Pobre*	Excelente
Mojado	Crítico*	Excelente
Distribuidor líquido	Si	No
Distribuidor vapor	No	Si
Transferencia de calor y masa	Líquido y vapor	Líquido y vapor
Pérdida de carga	No	Si
Compactación	Bueno	Excelente

Tabla 1.5-1 Características de los absorbedores de película descendente y de burbuja

Al absorbedor entran por la parte inferior amoniaco gaseoso con hidrógeno (corriente 10) que ascienden desde el tanque del absorbedor, y por la parte superior entra la solución pobre que sale del intercambiador de líquidos (corriente 7). Del absorbedor, sale por la parte superior hidrógeno (corriente 5) hacia el intercambiador de gases, y por la parte inferior la solución rica formada por agua y amoniaco líquido.

Dentro del absorbedor circulan en contracorriente la solución líquida de agua y amoniaco que desciende desde la parte superior y la corriente de amoniaco gaseoso e hidrógeno que asciende desde el tanque. Al estar en contacto la solución de amoniaco y agua y el amoniaco gaseoso se produce el fenómeno de absorción, el agua absorbe al amoniaco gaseoso y la solución que en la parte superior del absorbedor es pobre se va enriqueciendo en amoniaco y sale como solución rica (corriente 9).

La temperatura del absorbedor será siempre algo superior a la temperatura ambiente, para poder refrigerar el absorbedor. Esta temperatura puede variar desde 20°C hasta 60°C. Hay que tener en cuenta que estos 20°C se dan en algún estudio experimental, y a la hora de hacer un refrigerador comercial con esta temperatura en el absorbedor habría que tener en cuenta la temperatura de la región donde vaya a ser usado, porque es una

temperatura demasiado baja como para mantener durante todo el año el absorbedor refrigerado con el ambiente. [3]

Tanque del absorbedor

El tanque del absorbedor es únicamente un depósito en el que se deposita la solución rica que desciende del absorbedor (corriente 9) y por el que pasa la corriente gaseosa de hidrogeno y amoniaco que desciende del intercambiador de gases (corriente 8) para entrar por la parte de abajo al absorbedor (corriente 10). Del tanque del absorbedor sale la solución rica (corriente 11).

Intercambiador de líquidos

Un Intercambiador de Calor es un equipo utilizado para enfriar un fluido que está más caliente de lo deseado, transfiriendo esta calor a otro fluido que está frío y necesita ser calentado. La transferencia de calor se realiza a través de una pared metálica o de un tubo que separa ambos fluidos. El intercambiador es otro equipo del ciclo DAR que aumenta su rendimiento, y sin el cual este proceso sería inviable.

Hay intercambiadores de contacto directo, en la que los fluidos se mezclan, o intercambiadores de contacto indirecto, en los cuales la transferencia de calor se hace a través de paredes metálicas que transmiten bien el calor. En el ciclo DAR el intercambiador de líquidos es obligatoriamente de contacto indirecto, pues no podemos dejar que se mezclen las corrientes.

Intercambiadores de contacto indirecto:

- Alternativos: ambos fluidos recorren un mismo espacio de forma alternada, la mezcla entre los fluidos es despreciable.
- De superficie: son equipos en los que la transferencia de calor se realiza a través de una superficie, cilíndrica o plana, sin permitir el contacto directo.

1.5 Componentes del sistema

Atendiendo a la dirección de los fluidos por el intercambiador, estos se pueden dividir en intercambiadores de flujo paralelo e intercambiadores de contraflujo. Los usados en el ciclo DAR son intercambiadores de contraflujo.

- Intercambiadores de contraflujo: Los fluidos entran por extremos opuestos y circulan en dirección contraria. La diferencia de temperaturas entre los dos fluidos no varía tanto a través del intercambiador como sucede en el flujo paralelo.

En un intercambiador de calor en flujo paralelo la temperatura de salida del fluido frío nunca puede ser superior a la temperatura de salida del fluido caliente. En un intercambiador de calor de contraflujo la temperatura de salida del fluido frío puede ser superior a la temperatura de salida del fluido caliente. El caso límite se tiene cuando la temperatura de salida del fluido frío es igual a la temperatura de entrada del fluido caliente. La temperatura de salida del fluido frío nunca puede ser superior a la temperatura de entrada del fluido caliente.

Diferentes tipos de intercambiadores de calor, de tubo doble y compactos.

Los usados en el ciclo DAR son intercambiadores de tubo doble.

TUBO DOBLE.

Es el tipo más sencillo de intercambiador de calor. Está constituido por dos tubos concéntricos de diámetros diferentes. Uno de los fluidos fluye por el tubo de menor diámetro y el otro fluido fluye por el espacio anular entre los dos tubos. En este tipo de intercambiador son posibles dos configuraciones en cuanto a la dirección del flujo de los fluidos: contraflujo y flujo paralelo.[6][7]

En la figura siguiente se muestran esquemas de las dos configuraciones así como la evolución de la temperatura de los fluidos en cada una de ellas:

1.5 Componentes del sistema

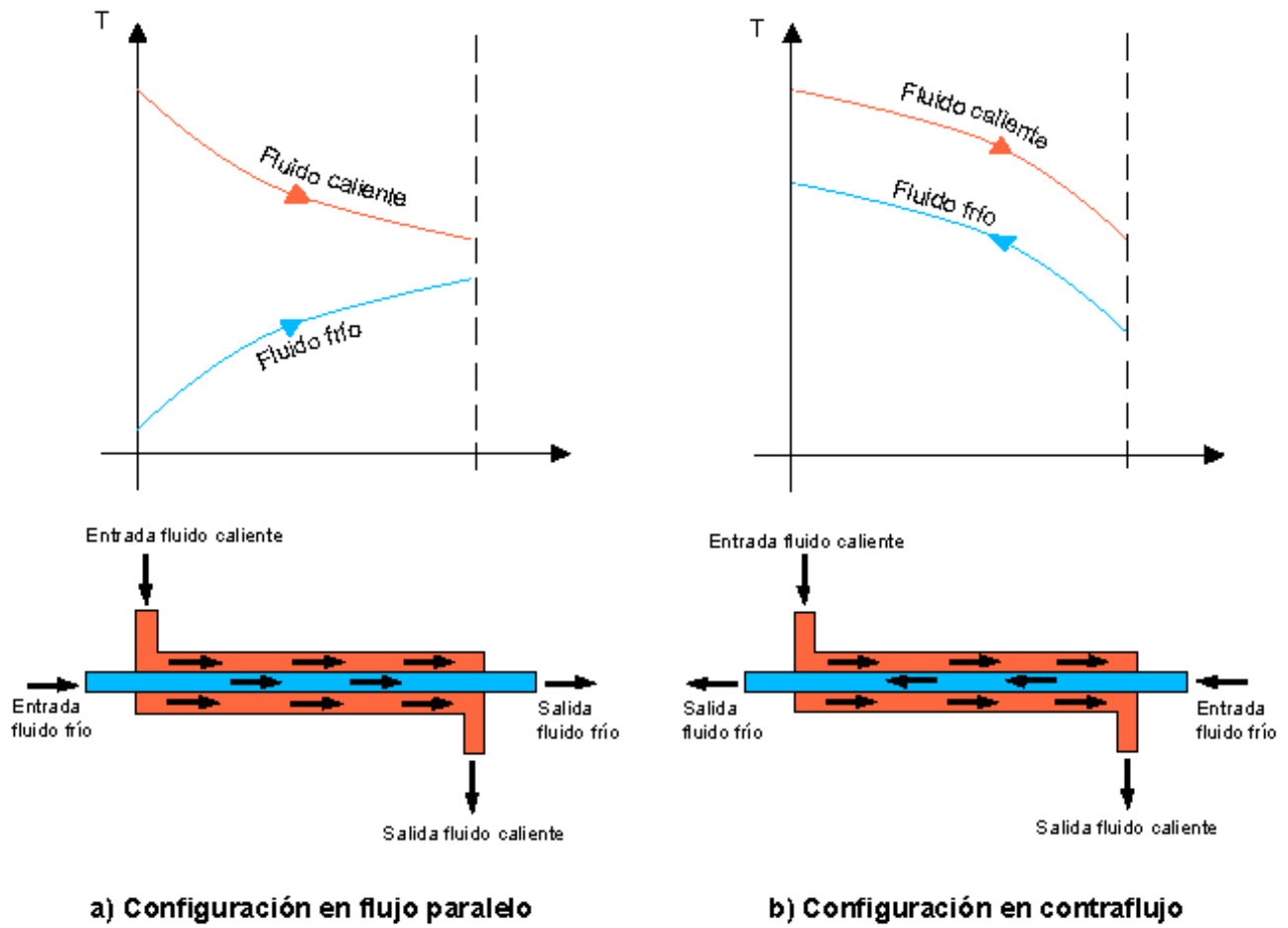
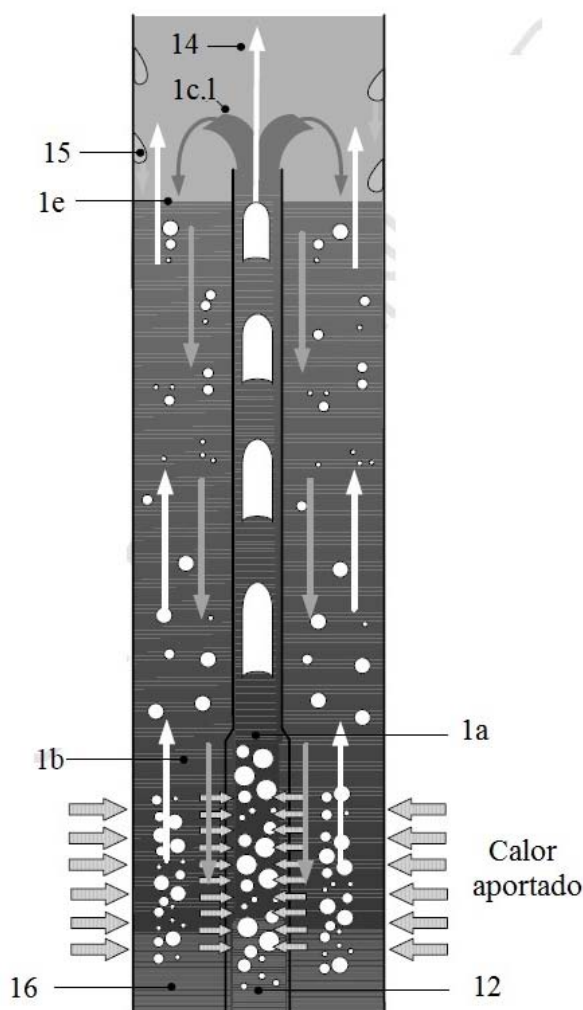


Figura 1.5-3 Intercambiadores de tubo doble.

Generador y bomba burbujeante

En el generador a la solución rica (corriente m12) precalentada en el intercambiador de líquidos se le aporta calor hasta que parte de esta solución se evapora. Como el amoníaco es más volátil que el agua la mayor parte del gas que se produce en el generador es amoníaco, y una parte más pequeña es vapor de agua. El calor aportado al generador es el único calor y energía que debemos aportar al sistema, por lo que es el único parámetro en el denominador del COP. Reducir este calor aumenta directamente el rendimiento del sistema.



La bomba burbujeante se encuentra encima del generador y conforma la parte principal del mismo. La bomba consiste en un de pequeño diámetro que permite que el empuje del vapor de amoníaco y agua sea mayor que el peso de la solución impidiendo que quede en la parte superior del generador o que a mitad de recorrido del tubo la fuerza de arrastre del vapor sea menor que el propio peso de la solución y esta retorne al generador. De esta forma el vapor de amoníaco y agua producido ascienden desplazando la solución pobre hacia el absorbedor.

Finalmente, al llegar a la parte superior del tubo y encontrar una superficie libre, la solución pobre caerá al tubo de retorno hacia el absorbedor y el vapor de amoníaco

Figura 1.5-5 Bomba burbujeante

ascenderá hacia el rectificador y, posteriormente, pasara al condensador. La solución que retorna hacia el condensador por la parte exterior de la bomba intercambia calor con la solución que asciende por dentro del tubo.

1.5 Componentes del sistema

El punto 1e, que es la altura máxima que alcanza el líquido que descende de la bomba de burbujeo debe ser superior a la altura del punto donde la corriente de solución pobre que sale del intercambiador de líquidos (corriente m7) entra al absorbedor, para evitar tener que bombear la solución a este punto.

En la siguiente ilustración se pueden ver diferentes mejoras de la bomba de burbujeo, para evitar que la solución se caliente al retornar y entrar en contacto con el generador. Si la solución entra en contacto con el generador esto hace aumentar el calor que se debe aportar al generador, por lo que se reduce el COP.

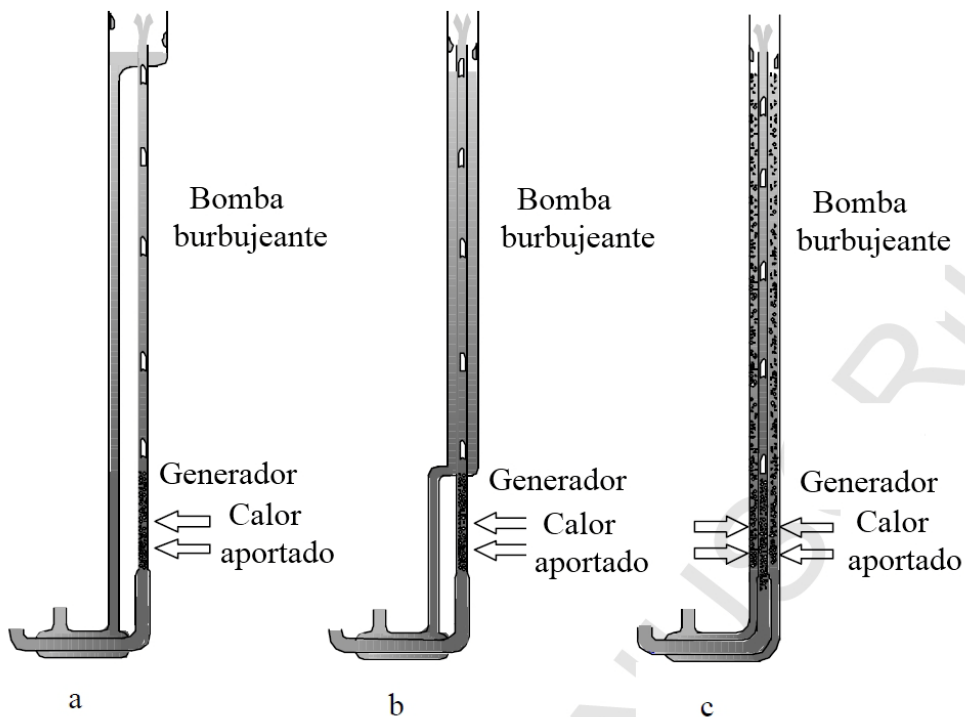


Figura 1.5-5 Diferentes configuraciones de la bomba burbujeante

En el bomba burbujeante de la derecha (a) se separa totalmente la corriente que descende del extremo superior de la bomba burbujeante de la que asciende desde el generador. En la bomba del medio (b) la separación es parcial, y en la de la derecha (c) no hay separación entre las corrientes.

La temperatura del generador depende de la presión total del sistema, a menor presión la temperatura será más baja debido a que el amoníaco y el agua evaporarán a más baja temperatura. Esta temperatura puede ir desde 160°C hasta 215°C aproximadamente.[8]

Rectificador

El rectificador separa el vapor de agua que pudiera tener la corriente gaseosa que asciende de la bomba burbujeante (corriente 14). Para separar los dos compuestos el rectificador aprovecha que la temperatura de condensación del agua es menor que la del amoníaco. La corriente gaseosa que entra al rectificador se enfría hasta que condensa el agua que contienen, como el amoníaco es más volátil no condensa. El agua líquida desciende (corriente 15) para juntarse con la solución de amoníaco y agua que sale de la bomba burbujeante (corriente 13) y da lugar a la solución pobre (corriente m16).

La temperatura de salida del rectificador depende de la presión total del sistema, a menor presión la temperatura será más baja debido a que el agua y el amoníaco condensarán a temperaturas más bajas. Esta temperatura puede ir desde 60°C hasta 80°C aproximadamente.

Condensador

Como es bien conocido, el condensador es el encargado de licuar el amoníaco gaseoso que llega del rectificador (corriente 1). El condensador es un intercambiador de calor en el que condensa la corriente. El condensador no intercambia calor con otra corriente del sistema, sino que debe ser refrigerado, bien con aire o bien con agua de refrigeración.

La presión del sistema, es la presión que tiene el amoníaco al entrar en el condensador, debe ser lo suficientemente elevada para que este pueda condensar a una temperatura unos grados por encima de la temperatura del medio caliente o ambiente, para favorecer el intercambio de calor.

Para evitar que la corriente que sale del condensador (corriente 2) pueda contener algo de amoníaco gaseoso se subenfía unos grados, y así se asegura que será todo líquido.

La temperatura del condensador puede ir desde 20°C en ambientes fríos hasta 55°C o 60°C.

1.6 Propiedades de los fluidos

Básicamente son dos los pares de trabajo con los que operan las máquinas de absorción. Las mezclas de Agua/Bromuro de Litio, y de Amoniaco/Agua. En ambos casos el fluido citado en primer lugar actúa como refrigerante, mientras que el nombrado en segundo lugar actúa como absorbente, encargado de transportar disuelto el refrigerante. En el caso de los ciclos DAR solo es utilizada la mezcla amoniaco/agua.

Refrigerante

Las propiedades deseables en el refrigerante para las máquinas de absorción son las mismas que en las máquinas de compresión mecánica, a saber .

- Calor latente de cambio de fase elevado, a fin de disminuir lo más posible el caudal másico de refrigerante que ha de circular por la instalación.
- Presión de condensación no excesivamente elevada, pues una relación de compresión elevada aumenta el coste de los equipos situado en la parte de alta presión y dificulta la estanqueidad.
- Presión de evaporación no excesivamente baja, porque si la presión en el evaporador disminuye por debajo de la atmosférica se presentan problemas de estanqueidad. La entrada de aire no sólo disminuye la eficiencia, sino que aporta humedad favoreciendo la corrosión de equipo o la formación de cristales de hielo en algún punto del circuito.
- Volumen específico del vapor a la presión de evaporación reducido, a fin de disminuir el tamaño de los elementos que componen la máquina de absorción.
- Temperatura de congelación lo suficientemente baja para que el refrigerante no pueda solidificarse durante la operación normal.
- Conductividad térmica elevada para que las superficies de intercambio no sean grandes.
- Viscosidad reducida, a fin de disminuir las pérdidas de carga en las líneas y en los intercambiadores.

1.6 Propiedades de los fluidos

- Inactividad y estabilidad, es decir, que el refrigerante ha de ser inerte frente a los materiales que constituyen el sistema y ha de ser estable en su constitución química.
- Seguridad. Los fluidos deben ser no tóxicos e inflamables, si son ocupados en viviendas, en procesos industriales casi no es crítico, ya que éstas cuentan con sistemas o programas de seguridad.
- Asimismo hay que tener en cuenta su precio y disponibilidad.

Absorbente

Es obvio que el absorbente debe tener una fuerte afinidad por el vapor refrigerante; los dos deben ser mutuamente solubles en el rango deseado de condiciones de operación; los dos fluidos deben ser seguros, estables y no corrosivos, tanto por separado como combinados.

La volatilidad del absorbente deberá ser muy baja, para favorecer la separación del refrigerante, de tal manera que el vapor refrigerante contenga poco o nada de absorbente al salir del generador; las presiones de trabajo deberán ser razonablemente bajas y de preferencia cercanas a la presión atmosférica para minimizar el peso del equipo y las fugas.

Gas inerte

El gas inerte es el encargado de transportar al refrigerante por el evaporador y el absorbedor. Este gas es necesario para reducir la presión parcial del refrigerante en el evaporador y que este pueda evaporar a baja temperatura. Es importante saber con precisión la concentración de este gas en cada zona del evaporador, para que el refrigerante se pueda evaporar correctamente. En la entrada del evaporador de baja temperatura este gas se encuentra en muy alta concentración y se va reduciendo conforme avanza por los evaporadores.

En cuanto a las propiedades, este gas no debe reaccionar con el refrigerante ni con el absorbente, debe ser totalmente inerte.

1.6 Propiedades de los fluidos

La principal función del gas inerte es disminuir la presión parcial del refrigerante. Esta presión parcial depende de la fracción molar de gas inerte y refrigerante presentes. Cuanto menor sea la capacidad calorífica por mol del gas inerte menor será la energía que cede el gas inerte al refrigerante en el evaporador y el calor útil aumentará, por lo que aumenta el EER.

Los dos gases inertes más utilizados son el hidrógeno y el helio:

- Capacidad calorífica del hidrógeno a 25 bar y 0°C = 28,78 kJ/(kmol·K)
- Capacidad calorífica del helio a 25 bar y 0°C = 20,78 kJ/(kmol·K)

Esta es una de las razones por la que el ciclo DAR con helio obtiene mejor EER que con hidrógeno. Por otra parte el peso molecular del hidrogeno es 2, menor que el del helio, 4, y ese peso menor favorece la circulación de los gases por el evaporador, intercambiador de líquidos y absorbedor.

Mezcla Amoniac – Agua

Las mezclas amoniac-agua tienen características diferentes tanto del agua pura como del amoniac puro; la mezcla se comportará como un fluido distinto. Se distinguen tres diferencias básicas:

- La mezcla amoniac-agua tiene un punto de ebullición y de condensación variable, dependiendo de la composición de la mezcla, mientras que los líquidos puros tienen ambos puntos constantes.
- Las propiedades termo-físicas de la mezcla amoniac-agua se pueden alterar variando la composición de amoniac, los fluidos puros tienen dichas propiedades fijas.
- El amoniac-agua tiene propiedades termo-físicas que causan que la temperatura del fluido aumente o disminuya sin ningún cambio en el contenido de calor. La temperatura del agua o del amoniac no cambia sin ningún cambio en la energía del sistema.

Mezcla zeotrópica

La mezcla amoniac-agua es una mezcla zeotrópica. Para una mezcla zeotrópica la temperatura y la composición cambian continuamente durante la ebullición, como muestran los puntos de la figura. Cuando la mezcla comienza a hervir a la temperatura de ebullición, el vapor que está enriquecido en el componente más volátil (amoniac). Cuando la mezcla continúa en ebullición, la temperatura crece y se alcanza el punto donde la composición del líquido y gas están dadas por las líneas azules.

Finalmente se alcanza donde la mezcla es un vapor saturado en el punto de rocío y la composición del vapor es la misma que el líquido inicial al comienzo del proceso de evaporación.

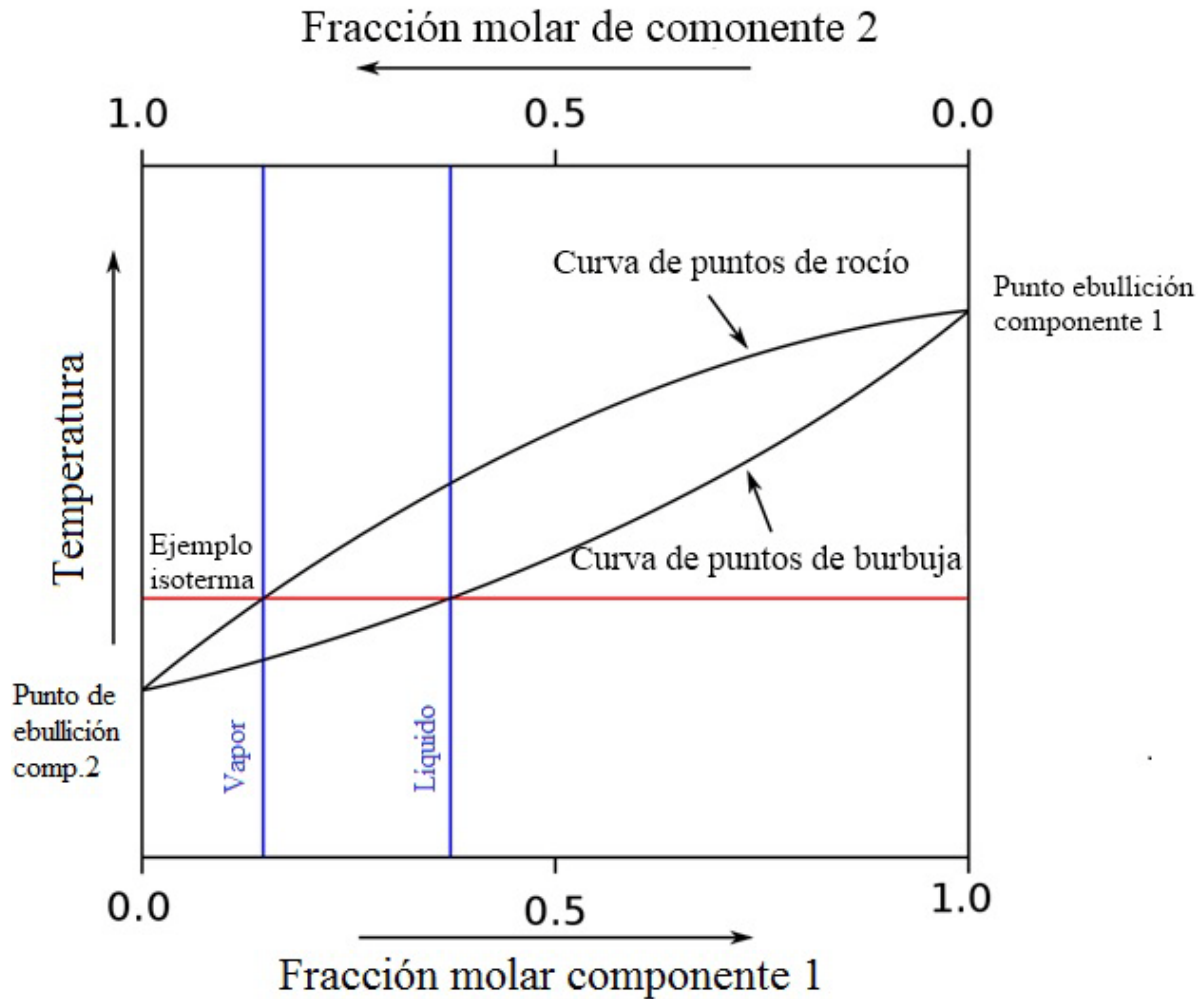


Figura 1.6-1 Curva de rocío y de burbuja mezcla zeotrópica

Probablemente la principal desventaja de la mezcla amoníaco-agua ($\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$) es el hecho de que el absorbente agua es relativamente volátil, por lo que se mezcla en cantidades apreciables con el vapor refrigerante amoníaco en el generador. Estas pequeñas cantidades atraviesan el condensador y llegan al evaporador donde aumentan la temperatura de evaporación, disminuyendo el efecto refrigerante por tenerse una solución amoníaco-agua no vaporizaba a baja temperatura. Por esta razón la eficiencia del sistema amoníaco-agua puede mejorarse usando un rectificador cuya función es la de eliminar el vapor de agua a la salida del generador, antes de que llegue al condensador.

1.6 Propiedades de los fluidos

Presión de vapor del refrigerante, amoniaco

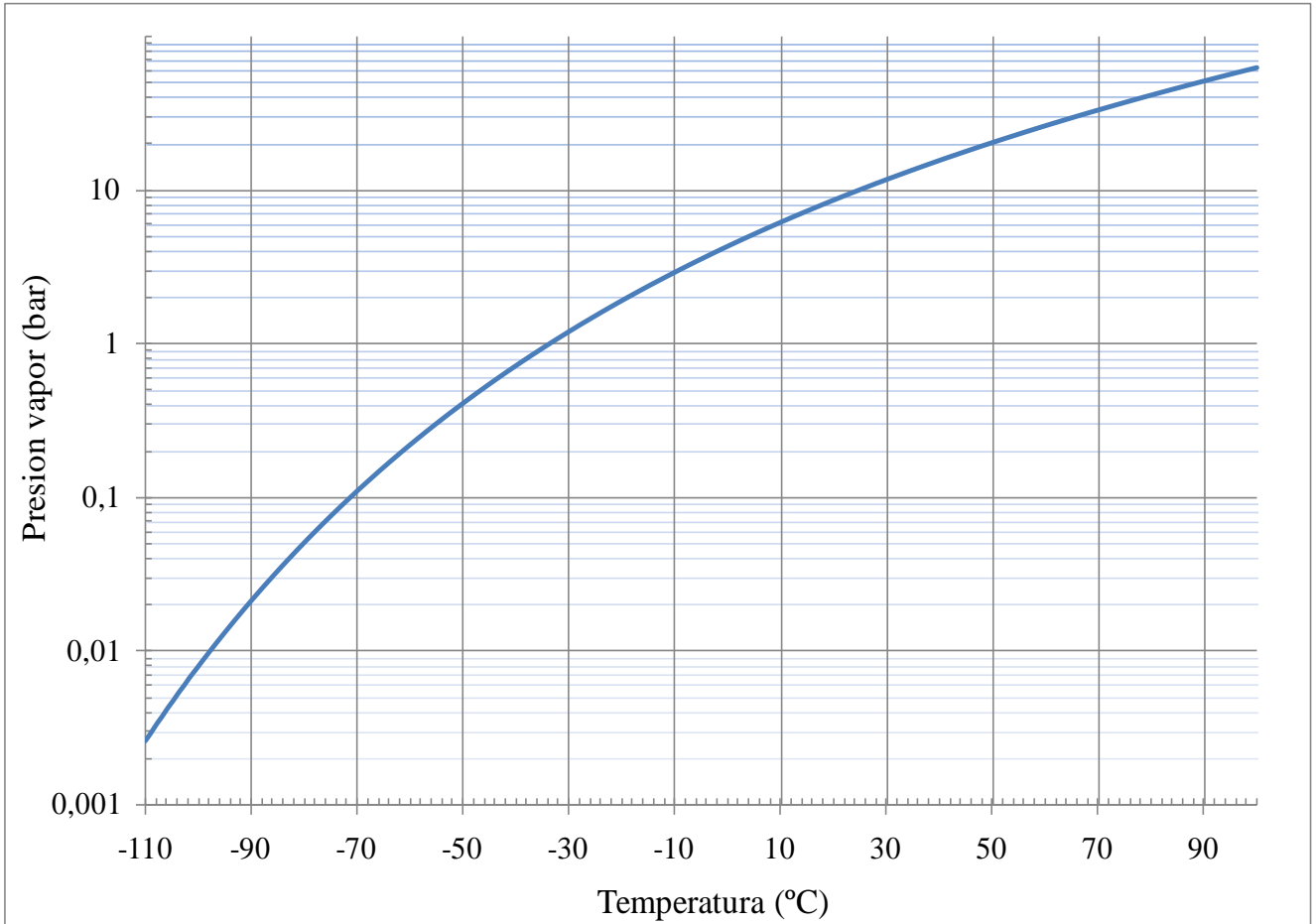


Figura 1.6-2 Diagrama del agua, presión de vapor frente a temperatura

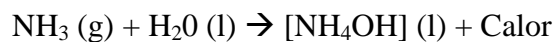
La curva de presión de vapor frente a temperatura del amoníaco es muy buena para equipos de refrigeración.

No es necesario hacer vacío para conseguir temperaturas bajo cero. Por ejemplo para una temperatura de evaporación de -30°C necesitamos una presión de 1,19 bar. Que es una presión sencilla de conseguir.

Para condensar el amoníaco a temperaturas elevadas tampoco necesitamos presiones demasiado elevadas, a 40°C necesitamos una presión de 15,55 bar.

Reacción amoníaco – agua

En la reacción amoníaco – agua el Amoníaco se disocia parcialmente en el agua formando soluciones básicas de acuerdo al siguiente equilibrio:



1.6 Propiedades de los fluidos



La constante de disociación del Amoniac, K_b , es 1.774×10^{-5} a 25°C y se incrementa sensiblemente con el incremento en la temperatura (12), a pH 9,25 la mitad del Amoniac estará en estado anhídrido (NH_3) y la mitad estará en forma de Ión Amonio (NH_4^+), a pH 8,25 y 7,25, 90, y 99% del Amoniac estará ionizado, respectivamente. Lo que quiere decir que la solubilidad del Amoniac en agua se incrementa con la disminución en el pH. La volatilidad del Amoniac se incrementa con el incremento en el pH; de esta forma, esta sustancia se volatilizará libremente de sus soluciones con agua a pH altos.

.La reacción de absorción del amoniac en agua desprende energía, por lo que el absorbedor debe ser refrigerado para mantener una temperatura lo suficientemente baja para que se produzca correctamente la absorción.

En la figura 1.6-3 se puede ver como la entalpía de la disolución amoniac-agua tiene valores muy bajos para concentraciones del 30 al 80 % en masa de amoniac. Esto representa la energía desprendida durante el proceso de absorción, por lo que al desprender energía la entalpía de la mezcla a esa misma concentración y temperatura disminuye: [9]

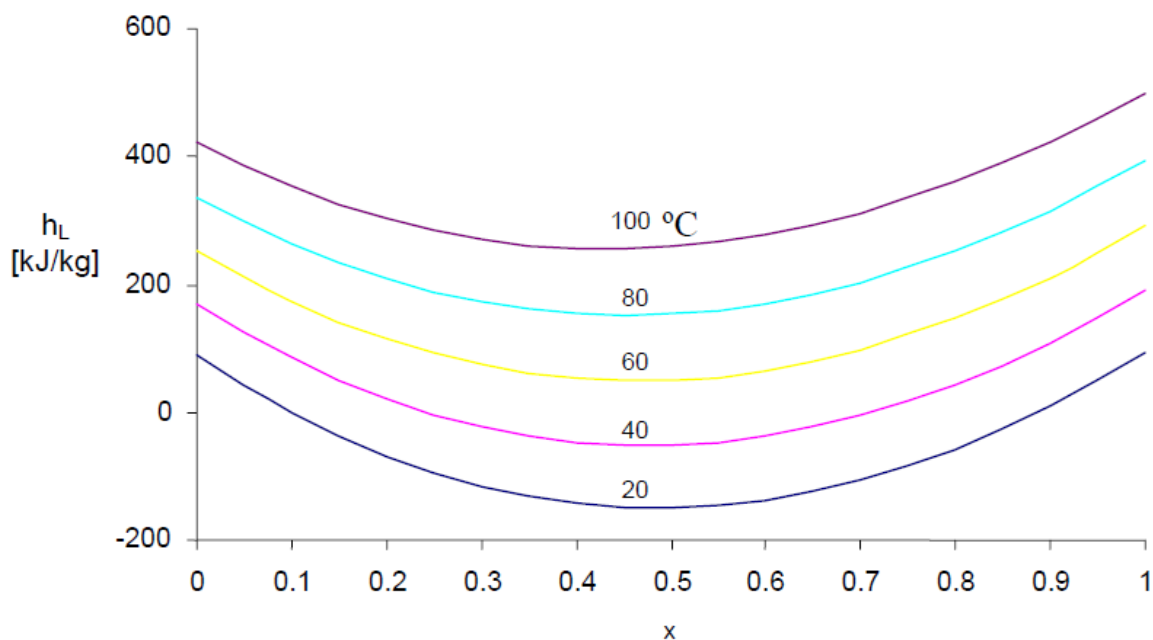


Figura 1.6-3 Curvas, entalpía de la fase líquida frente a concentración de amoniac, a presión de una atmósfera

Solubilidad del amoníaco en agua líquida

La solubilidad del amoníaco en agua líquida es un parámetro muy importante. A mayor solubilidad mayor concentración de amoníaco en la solución rica, lo que aumenta el EER. Una mayor solubilidad del amoníaco en agua también evita grandes superficies de contacto en el absorbedor para conseguir una determinada concentración de amoníaco en la solución rica.

En la figura 1.6-4 se puede ver la solubilidad máxima del amoníaco en agua líquida para distintas temperaturas a una presión de una atmósfera. Al aumentar la presión también aumenta la solubilidad del amoníaco en agua.

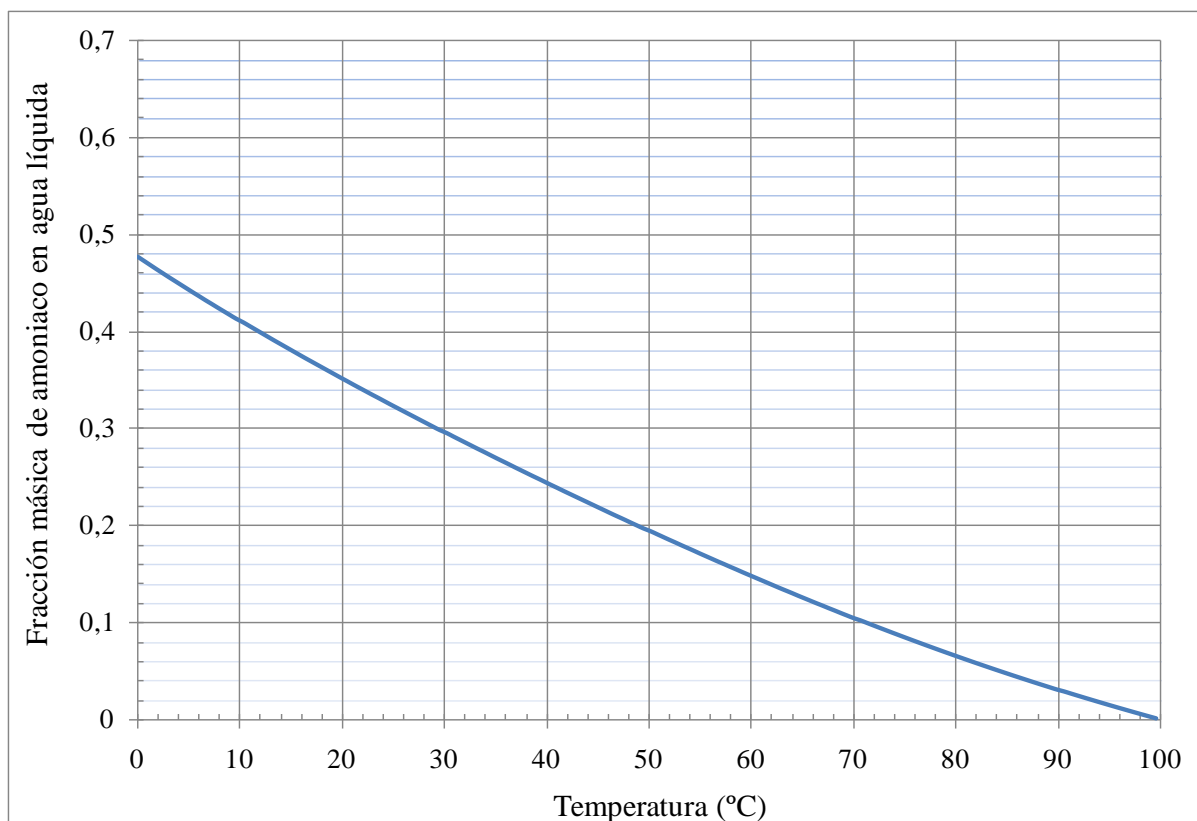


Figura 1.6-4 Curva solubilidad del amoníaco en agua frente a temperatura

La combinación amoníaco-agua ($\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$) es excepcionalmente buena, satisface algunos de los requisitos más importantes pero tiene algunas pequeñas desventajas.

El absorbente agua tiene una gran afinidad por el vapor de amoníaco, y los dos son mutuamente solubles en un rango muy amplio de condiciones de operación. Ambos

1.6 Propiedades de los fluidos

fluidos son muy estables y son compatibles con casi todos los tipos de acero. Una excepción notable es el cobre y sus aleaciones, los cuales no son adecuados para usarse con las soluciones amoníaco-agua, por la alta corrosión que les produce, ya que el amoníaco las ataca en presencia del oxígeno e hidrógeno.

El calor latente de vaporización del amoníaco es alto, pero es ligeramente tóxico, muy irritante, algo inflamable y explosivo, lo cual limita su empleo en aplicaciones de aire acondicionado.

Sus presiones de operación son relativamente altas.

El EER en el caso de Agua/Amoniaco, es de orden de 0,5 en un sistema de absorción convencional y de 0,15-0,3 (estudios experimentales) en un sistema de absorción difusión, lo que hace que estas máquinas estén relegadas a instalaciones en las que requiera una baja temperatura.

1.7 Disipadores de calor [4]

Toda máquina frigorífica (tanto las convencionales, como las de absorción), produce dos flujos caloríficos: un calor útil absorbido en el intercambiador del evaporador y un calor de disipación que tiene que ser liberado en el condensador. Para que se pueda enfriar el fluido de dentro del ciclo hace falta que se haga un intercambio de calor en el condensador con otro fluido que puede ser un circuito de agua, el aire exterior, etc. Eso da lugar a diferentes tipos de equipos que hacen la disipación de calor, los más usados son: las torres de refrigeración, los aero-refrigeradores (condensadores refrigerados por aire), o los bucles exotérmicos. Incluso se podría aprovechar parte de este calor residual para calentar piscinas o ACS, y así hacer útil esta energía sobrante por medio de intercambiadores de calor, aunque esta técnica es menos utilizada que las otras y requeriría un estudio más detallado de este sistema.

En el ciclo DAR se utilizan aero-refrigeradores como sistemas de enfriamiento.

Aero-refrigeradores

Son sistemas de enfriamiento seco, que se componen de una extensa superficie de cobre y aluminio con aletas y ventiladores axiales de alta velocidad de circulación. Estos intercambiadores térmicos ofrecen una gran fiabilidad y son capaces de mantener la temperatura del agua en unos pocos grados sobre la temperatura ambiente. Son la solución perfecta para el enfriamiento de máquinas pequeñas, ya que trabajan en circuito cerrado, lo que evita el consumo de agua y los complicados trabajos de mantenimiento característicos de las torres de refrigeración. Además su consumo eléctrico para pequeñas potencias es bastante bajo y el coste inicial es asequible. Estos sistemas alternativos basados en la refrigeración por aire no implican la generación de aerosoles a la atmósfera. La total ausencia de mantenimiento hace que el refrigerador seco represente la solución más fiable a largo plazo.

Consideraciones en máquinas de absorción

El sistema disipador de calor es el que genera más problemas en la máquina de absorción. Si el equipo disipador está mal dimensionado, el caudal de agua no es adecuado o el circuito es incorrecto se pueden producir los siguientes problemas:

- Parada de la máquina por detección de alta temperatura al condensador, que comportaría una producción insuficiente de líquido refrigerado.
- Aumento de la temperatura provocado por la descomposición del inhibidor de corrosión. Eso provoca la formación de gases NOx que rompen el vacío y la corrosión de los metales.

Las máquinas de absorción necesitan una temperatura de entrada en la máquina del agua que vuelve de la disipación en torno a los 30 °C y no mucho superiores, ya que su rendimiento se ve afectado por el aumento de esta temperatura y, por lo tanto, la capacidad frigorífica disminuye. Por ejemplo, usando un sistema basado en un condensador refrigerado por el aire exterior, en meses de verano, cuando la temperatura exterior llega en torno a los 40 °C, tiene muy poca capacidad de enfriar el agua de disipación y tiene un rendimiento muy bajo. En cambio, los sistemas evaporativos como las torres de refrigeración, al poder aprovechar la temperatura de bulbo húmedo del aire exterior para hacer el intercambio de calor son los más adecuados. Por eso se hace difícil enfriar el agua de disipación en las condiciones requeridas sin el uso de torres de Refrigeración o sistemas parecidos.

Para la elección de la torre de refrigeración, una primera característica a tener en cuenta es que hace falta minimizar la pérdida de fluido del interior del ciclo, y en este sentido resulta más conveniente una torre de circuito cerrado, y no las torres de circuito abierto que además suelen dar problemas en el absorbedor de la máquina de absorción ya que lo ensucian y pierde la capacidad de intercambio térmico a los pocos meses de funcionamiento. No obstante, hay un factor todavía más importante a tener en cuenta, que tiene relación con el rendimiento de la máquina de absorción y la temperatura de retorno hacia el condensador.

Pues, para aumentar la capacidad frigorífica hace falta una temperatura de entrada al condensador la más baja posible dentro del rango ($25 < T < 35$ °C). Eso hace que la torre de circuito abierto sea la más adecuada, ya que el enfriamiento se produce entre el

1.7 Disipadores de calor

aire a temperatura húmeda (25 °C aprox.) y el fluido a refrigerar (en 35 °C aprox.). Así, se puede conseguir un retorno hacia la máquina de absorción de unos 30 °C. En cambio en una torre de circuito cerrado, el aire entra a 26 °C y enfría el agua de fuera del serpentín en torno a 30 °C y esta agua a su vez tendrá que enfriar el agua de dentro del serpentín. Por lo tanto se obtiene un retorno hacia el condensador de la máquina de absorción de unos 35 °C. En resumidas cuentas la torre de circuito abierto consigue una temperatura de retorno menor y por lo tanto es la más conveniente.

Aparte, para solucionar los problemas por ensuciamiento del circuito hará falta contar con la colocación de buenos equipos de filtración y de un buen mantenimiento.

2. CONFIGURACIONES

El ciclo de absorción – difusión ha sido realizado con diferentes configuraciones y cada una de ellas obtiene resultados con pequeños cambios. Hay diferentes estudios experimentales sobre este sistema. Todos los estudios se basan en el mismo concepto, mismos equipos y mismo objetivo, pero cada uno de estos estudios ha realizado el experimento con una configuración distinta. Estos cambios se basan en cambiar el gas inerte, hidrógeno por helio, diferentes valores de temperaturas para las corrientes, las características propias de los diferentes equipos. Pese a las distintas configuraciones el ciclo del sistema es el mismo para todos los estudios.

A continuación se detallan las configuraciones de los distintos estudios. Los parámetros de estas configuraciones se introducirán en el EES para hacer una simulación teórica del sistema. Los resultados obtenidos con el EES se expondrán y se compararán las diferencias existentes entre los valores reales (de los experimentos) y los teóricos (obtenidos con el EES).

Las variables a introducir en el EES (Input), van a ser las mismas en todos los experimentos. Se han elegido variables conocidas en todos los estudios. El resto de variables que conocemos de los experimentos no las introduciremos, estas las calculará el EES mediante los balances de materia y energía, podremos comparar los datos experimentales y teóricos de estas variables y ver que equipos cumplen mejor o peor los balances impuestos en el EES.

2.1 Configuración 1

Nombre del documento:

Numerical investigation of a diffusion absorption refrigeration cycle

Autores:

A. Zohar, M. Jelinek, A. Levy y I. Borde

Realizado por:

*Pearlstone Center for Aeronautical Engineering Studies
Mechanical Engineering Department, Ben-Gurion University of the Negev*

A continuación aparecen los diagramas y tablas que aparecen en el experimento con los distintos valores. He renumerado las variables para trabajar en todos los estudios con los mismos números para cada corriente y evitar confusiones.

2.1 Configuración 1

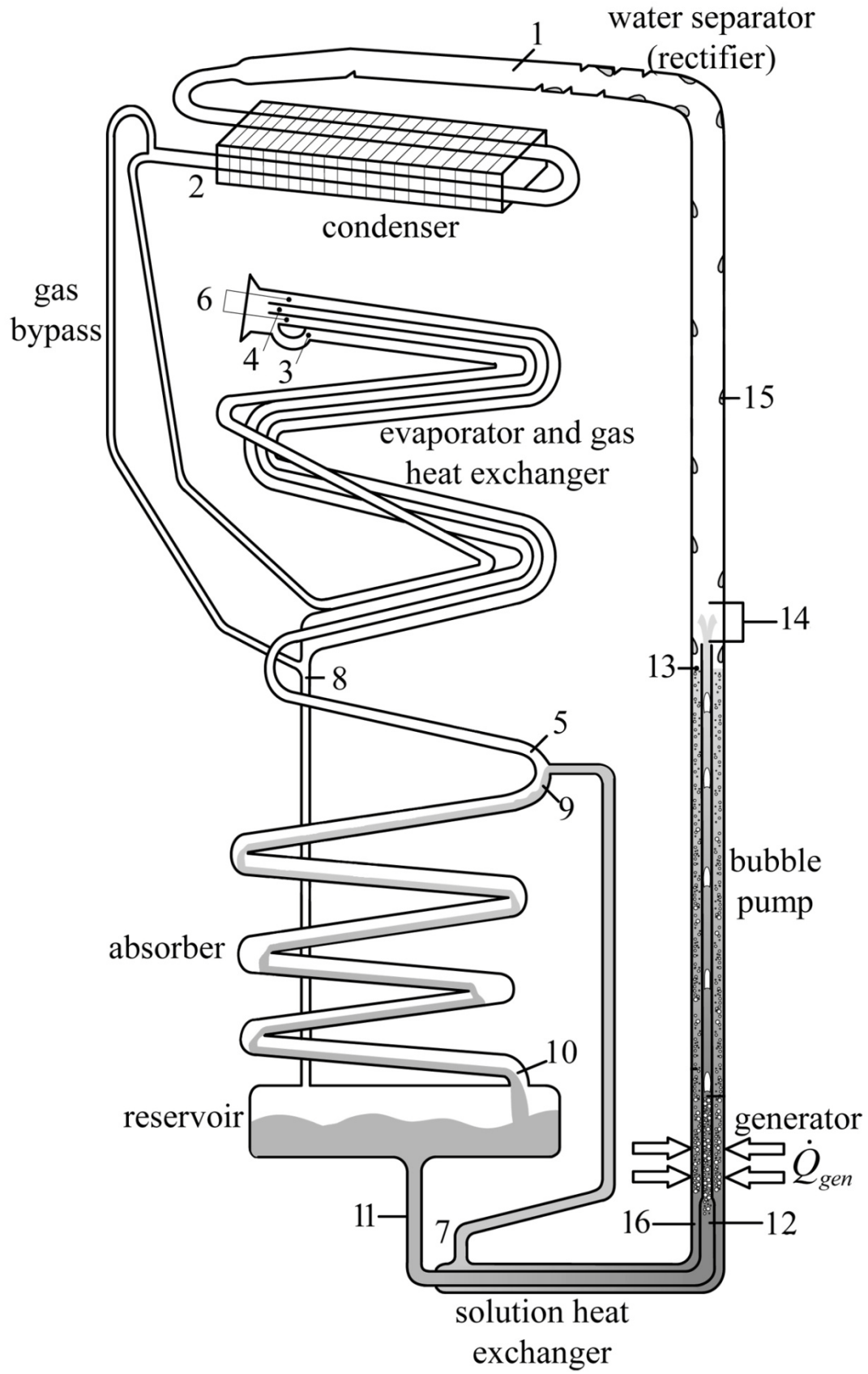


Figura 2.1-1 Diagrama DAR

2.1 Configuración 1

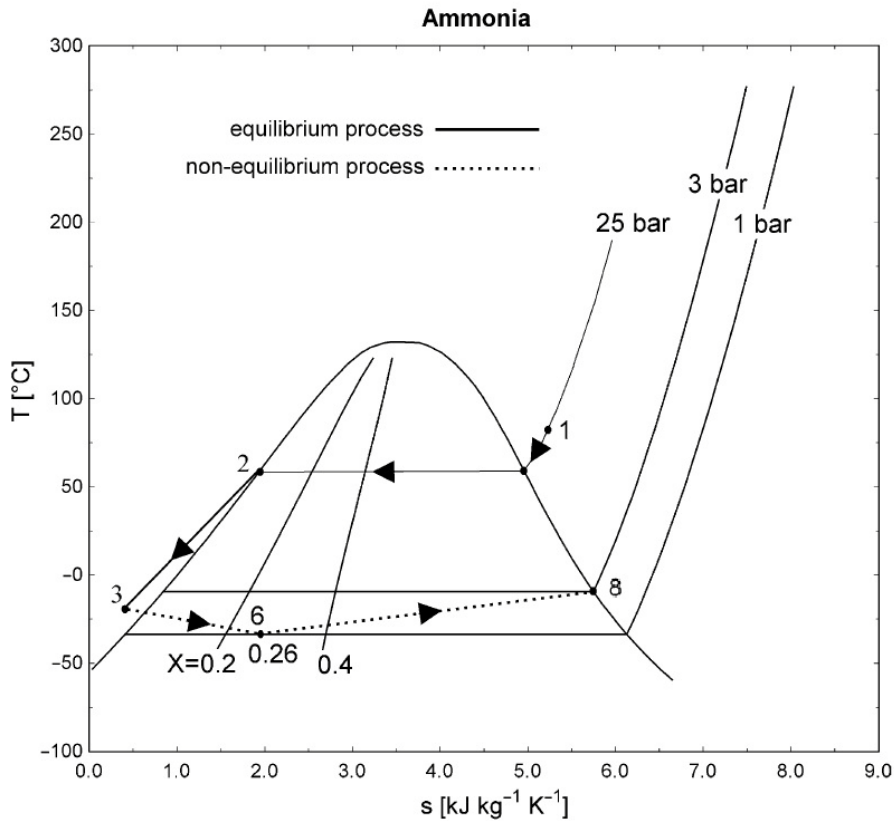


Figura 2.1-2 Gráfico T vs Entropía

En este diagrama se puede apreciar las presiones parciales del amoníaco desde el rectificador, corriente 1, hasta la salida del evaporador.

En el rectificador, el condensador y el intercambiador de gases el amoníaco es puro y por tanto tiene la presión total del sistema, 25 bares. En el evaporador el amoníaco pierde presión debido a la presencia del gas inerte, hasta 1 bar de presión parcial. Con esta baja presión parcial evapora a baja temperatura. Mientras avanza por el evaporador aumenta su presión parcial, pero al aumentar también su temperatura sigue evaporándose. En la salida del evaporador tiene una presión parcial de 3 bares, por tanto la fracción molar de amoníaco en la corriente de salida del evaporador es $3/25 = 0,12$.

2.1 Configuración 1

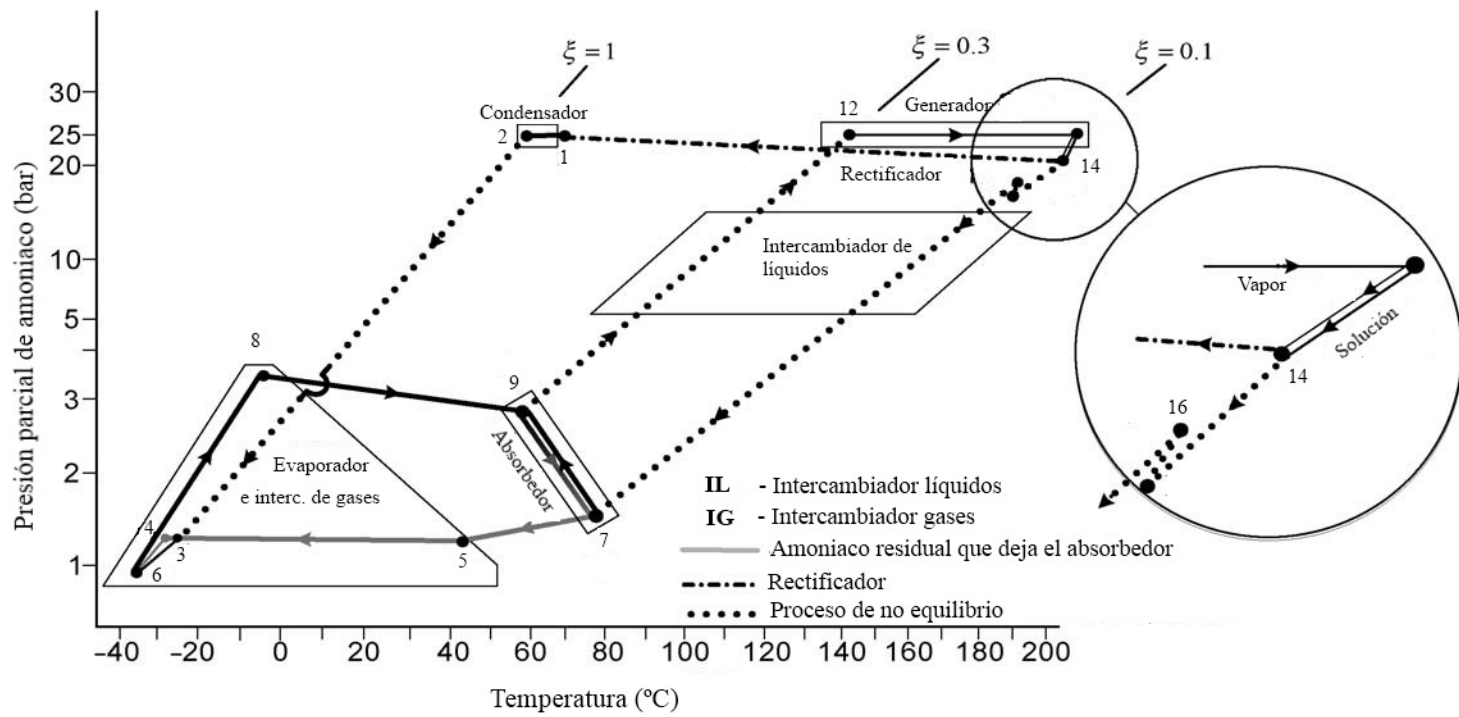


Figura 2.1-3 Gráfico Presión parcial amoníaco vs Temperatura

2.1 Configuración 1

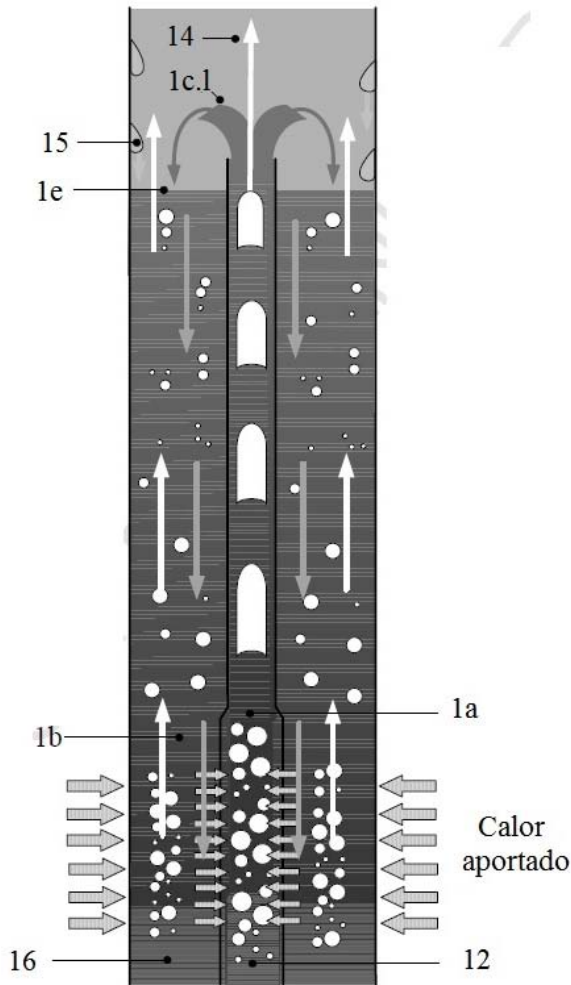


Figura 2.1-4 Bomba burbujeante

bloque, porque es imposible cerrar los balances de materia y energía si realizamos el balance del generador y la bomba burbujeante por separado debido a la falta de datos.

En esta figura se puede apreciar las corrientes que circulan por dentro del conjunto generador-bomba burbujeante.

Esta bomba burbujeante no tiene mejora para evitar que la solución que desciende de la bomba burbujeante (corriente 1b) no se caliente al bajar y entrar en contacto indirecto con la corriente que asciende desde el generador (corriente 1a).

De las corrientes internas que circulan entre la bomba burbujeante y el generador solo conocemos las temperaturas, es el único dato que nos da el estudio, desconocemos la fracción de gas y líquido de cada una de ellas, la fracción de amoníaco, entalpía. Debido a esto he unificado el conjunto bomba burbujeante – generador en el mismo

Variables a introducir en el EES (Inputs):

Para cerrar los balances en el EES debemos introducir algún dato, no todos, el resto los obtendrá el programa gracias a los balances introducidos. Las variables a introducir son las utilizadas en el estudio experimental. Variables a introducir:

- Se trabaja con amoníaco como refrigerante, agua como absorbente y el gas inerte es en principio hidrógeno pero también se realiza posteriormente el experimento con helio.
- Temperatura de la corriente que sale del rectificador, corriente 1. La temperatura de esta corriente nos la da directamente el estudio, $T_1 = 70^\circ\text{C}$
- Temperatura de la corriente que sale del condensador, corriente 2. La temperatura de esta corriente es algo inferior a la temperatura de condensación. De esta manera nos aseguramos que todo el amoníaco está líquido. $T_2 = 55^\circ\text{C}$
- Temperatura de la corriente que sale del absorbedor, corriente 5. La temperatura de esta corriente nos la da directamente el estudio. $T_5 = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura de la corriente que sale del evaporador, corriente 8. La temperatura de esta corriente ronda entre -10°C y 5°C . Inicialmente, $T_8 = 0^\circ\text{C}$
- Temperatura de la corriente que sale del tanque del absorbedor, corriente 11. La temperatura de esta corriente nos la da directamente el estudio. $T_{11} = 60^\circ\text{C}$
- Temperatura de la corriente que sale del intercambiador de líquidos, corriente 12. La temperatura de esta corriente nos la da directamente el estudio. $T_{12} = 145^\circ\text{C}$
- Temperatura de la corriente líquida que sale de la bomba burbujeante, corriente 16. Según el estudio, la temperatura de esta corriente es 2°C inferior a la temperatura del generador. La temperatura del generador varía desde 195 - 215°C . Inicialmente $T_{\text{Gen}} = 195^\circ\text{C}$, por lo que $T_{16} = 193^\circ\text{C}$
- Presión total del sistema. En este estudio la presión total del sistema es de 25 bares.
- La fracción másica de amoníaco en la solución rica. Es la fracción de amoníaco para las corrientes 9, 11 y 12. Está comprendida entre 0,2 y 0,47. Inicialmente introducimos $x_{12} = 0,3$.

2.1 Configuración 1

- La fracción másica de amoníaco en la solución pobre. Es la fracción de amoníaco para las corrientes 7 y 16. Está comprendida entre 0,078 y 0,14. Inicialmente introducimos $x_7 = 0,1$.
- La fracción másica de amoníaco en la corriente gaseosa que sale de la bomba burbujeante hacia el rectificador. Es la fracción másica de la corriente 14, su valor es 0,6.
- La fracción molar de amoníaco en la corriente gaseosa que sale del evaporador (corriente 8). Como puede verse en la *Figura 2.1-2* la presión parcial de amoníaco para la corriente 8 es de 3 bares. Si la presión total es de 25 bares la fracción másica de amoníaco es $3/25 = 0,12$
- La temperatura de evaporación es de -33 °C.
- Al haber puesto dos evaporadores necesitamos saber la energía que queremos que absorba cada uno de ellos. Este valor no afecta al EER, porque la energía que no absorba uno la absorberá el otro. Se ha supuesto que los dos evaporadores absorben la misma cantidad de energía.

Corriente	Temperatura (°C)
1	70
2	55
5	40
8	0
11	60
12	145
16	193

Tabla 2.1-1 Tabla temperaturas de corrientes de input

A continuación pongo el diagrama del EES con el cual he resuelto esta configuración.

2.1 Configuración 1

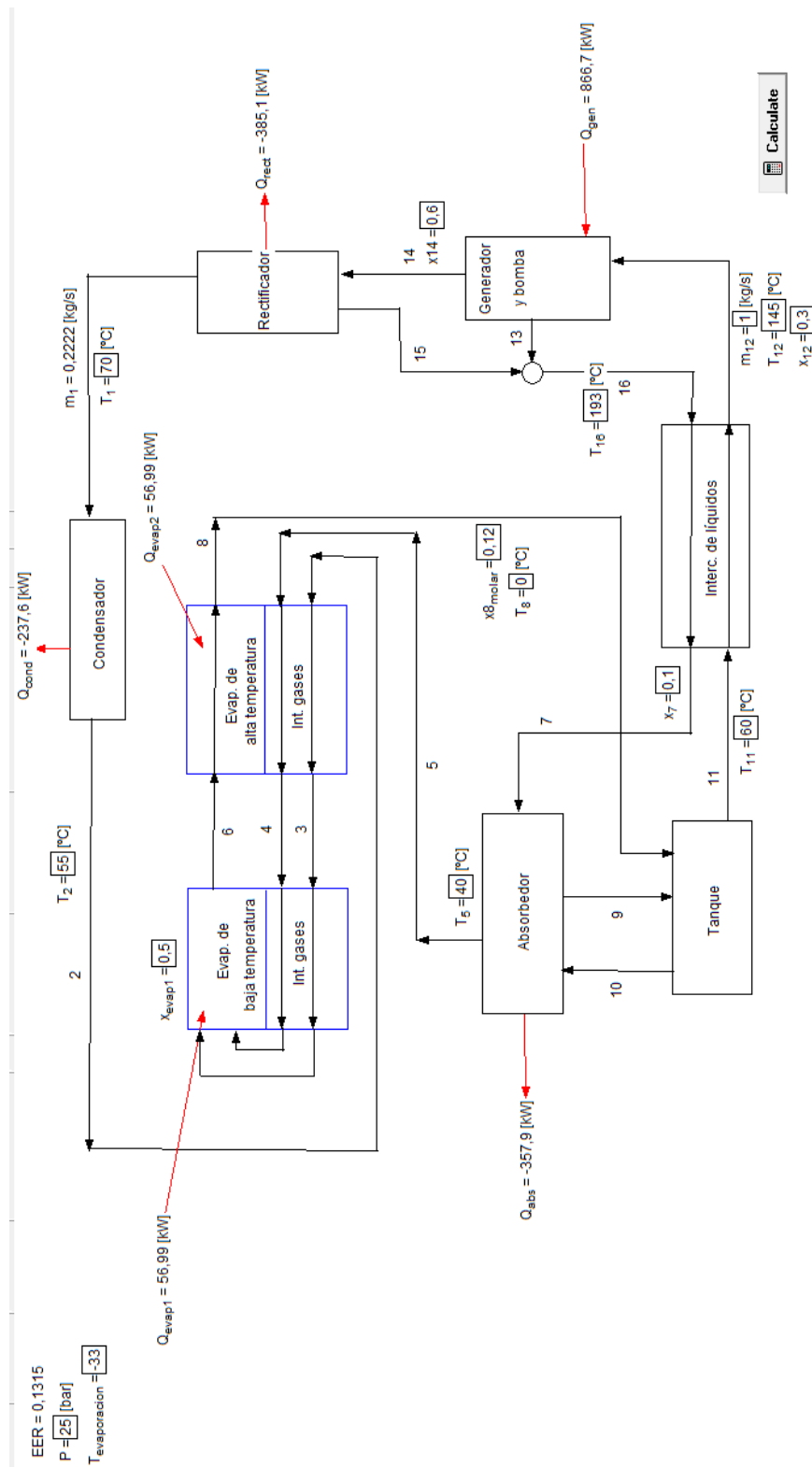


Figura 2.1-5 Diagrama DAR, en el EES

Resultados obtenidos con el EES

Introduciendo los datos de la configuración 1 en el EES, obtenemos los datos de todas las corrientes. A continuación pongo los datos más relevantes de las corrientes.

Corriente	Entalpía (kJ/kg)	Flujo másico (kg/s)	Temperatura (°C)
1	1535	0,222	70,0
2	465,3	0,222	55,0
3	159,5	0,222	-9,0
4	3347	0,192	-16,5
5	4156	0,192	40,0
6	1773	0,414	-16,5
7	270,8	0,778	80,4
8	2450	0,414	0,0
9	70,08	1,000	60,0
10	2450	0,414	0,0
11	70,08	1,000	60,0
12	456,4	1,000	145,0
13	880,8	0,630	197,2
14	2075	0,370	183,0
15	286	0,148	68,0
16	767,5	0,778	193,0

Tabla 2.1-2 Tabla de resultados del EES. Entalpía, flujo másico y temperatura

Las corrientes 6, 8 y 10 son corrientes que contienen amoníaco e hidrógeno. La suma de las presiones parciales de estos dos compuestos será 25 bares, a continuación pongo los datos de presiones parciales de estas corrientes.

Corriente	P.parcial H ₂ (bar)	P.parcial NH ₃ (bar)
6	22,8	2,2
8	22	3,0
10	22	3,0

Tabla 2.1-3 Tabla de resultados del EES. Presión parcial de amoníaco e hidrógeno

Las corrientes 6, 7, 8, 9, 11, 12, 13, 14 y 16 contienen amoníaco con otro compuesto, bien agua o bien con hidrógeno. En la figura 2.1-9 se puede ver la fracción másica de amoníaco y la fracción másica de gas, el resto es líquido, de cada corriente:

2.1 Configuración 1

Corriente	Fracción de gas	Fracción másico NH ₃
6	0,22	0,54
7	0,00	0,10
8	0,00	0,54
9	0,00	0,30
11	0,00	0,30
12	0,00	0,30
13	0,06	0,12
14	1,00	0,60
16	0,00	0,10

Tabla 2.1-4 Tabla de resultados del EES. Fracción de gas y fracción de amoníaco

Por último quedan los datos de calores de entrada y salida. Los calores positivos son calores que absorbe el sistema, y los negativos calor que expulsa:

Equipo	Energía (kW)
Los dos evaporadores	114,00
Evaporador de baja	56,99
Evaporador de alta	56,99
Generador	866,70
rectificador	-385,10
Condensador	-237,60
absorbedor	-357,90

Tabla 2.1-5 Tabla de resultados del EES. Energía de entrada y de salida

Sumando todas las energías de entrada y salida nos da prácticamente cero. Condición necesaria para que el sistema este bien resuelto:

$$114 + 866,7 - 385,1 - 237,6 - 357,9 = 0,1 \text{ kW}$$

El EER es la fracción entre el calor absorbido en los dos evaporadores por en calor absorbido en el generador.

$$\text{EER} = \frac{114}{866,7} = 0,1315$$

El EER obtenido con esta configuración es 0,1315, algo inferior al obtenido en el estudio experimental 0,15.

2.1 Configuración 1

En el estudio experimental se varía la proporción másica de amoníaco en la solución pobre, variando también la temperatura del generador. Se obtienen distintos EER para las diferentes proporciones de amoníaco.

Haciendo lo mismo con el diagrama del EES obtenemos unos resultados con la misma tendencia pero no iguales.

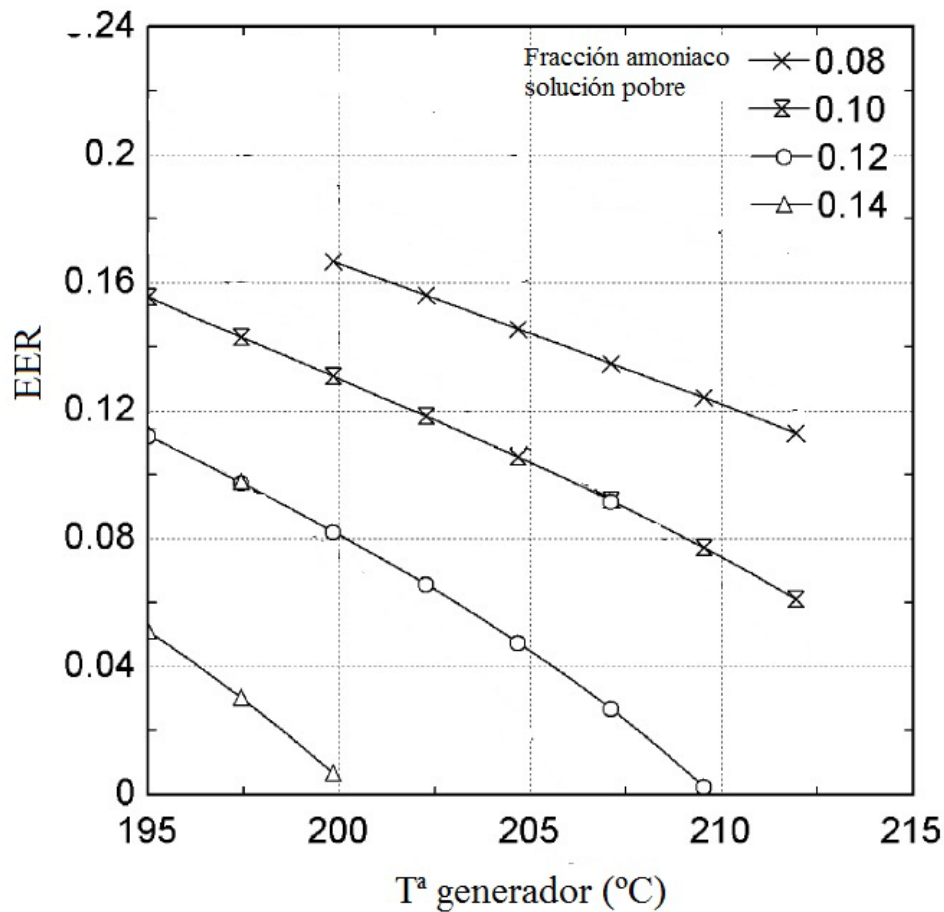


Figura 2.1-6 Gráfico de resultados experimentales. EER vs Fracción de amoníaco en la solución pobre vs Temperatura del generador

2.1 Configuración 1

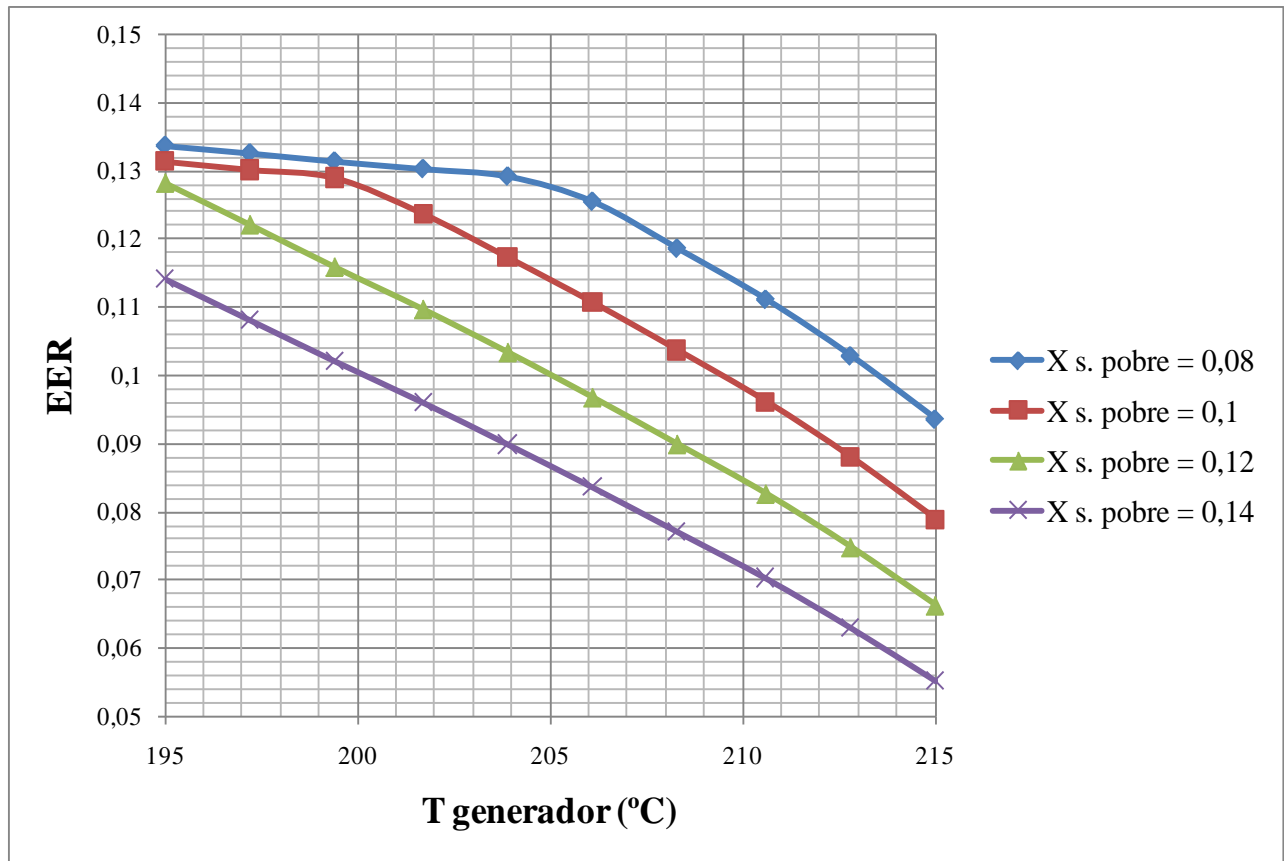


Figura 2.1-7 Gráfico de resultados obtenidos con el EES. EER vs Fracción de amoníaco en la solución pobre vs Temperatura del generador

La fracción de amoníaco en la solución pobre es másica en los dos casos.

La tendencia es la misma en los dos casos, el EER disminuye al aumentar la concentración de amoníaco en la solución pobre. Esto se debe a que estamos calentando la misma cantidad de amoníaco en el generador pero habrá una cantidad de amoníaco que no va a pasar al condensador ni al evaporador, por lo que no produce energía útil. Cuanto mayor sea esta cantidad (mayor sea la concentración de amoníaco en la solución pobre), menor será el EER del sistema.

Pese a que en los dos casos la tendencia es la misma, en el caso experimental la variación del EER es mucho mayor al variar la concentración de la solución pobre que en el caso solucionado con el EES. Esto puede ser debido a que al variar esta concentración varían más valores del sistema y cambian temperaturas o presiones de otras corrientes, cosa que en el EES no permitimos, al tener algunas variables del sistema valores fijos.

2.1 Configuración 1

Otra tendencia que ocurre en los dos casos es que al aumentar la temperatura del generador disminuye el EER del sistema. Esta se debe a que estamos calentando más la solución rica por lo que el calor aportado al generador es mayor.

Otra variación que se hace en el estudio experimental es variar la fracción másica de amoníaco de la solución rica y la temperatura del generador. Se obtienen distintos EER para las diferentes proporciones de amoníaco.

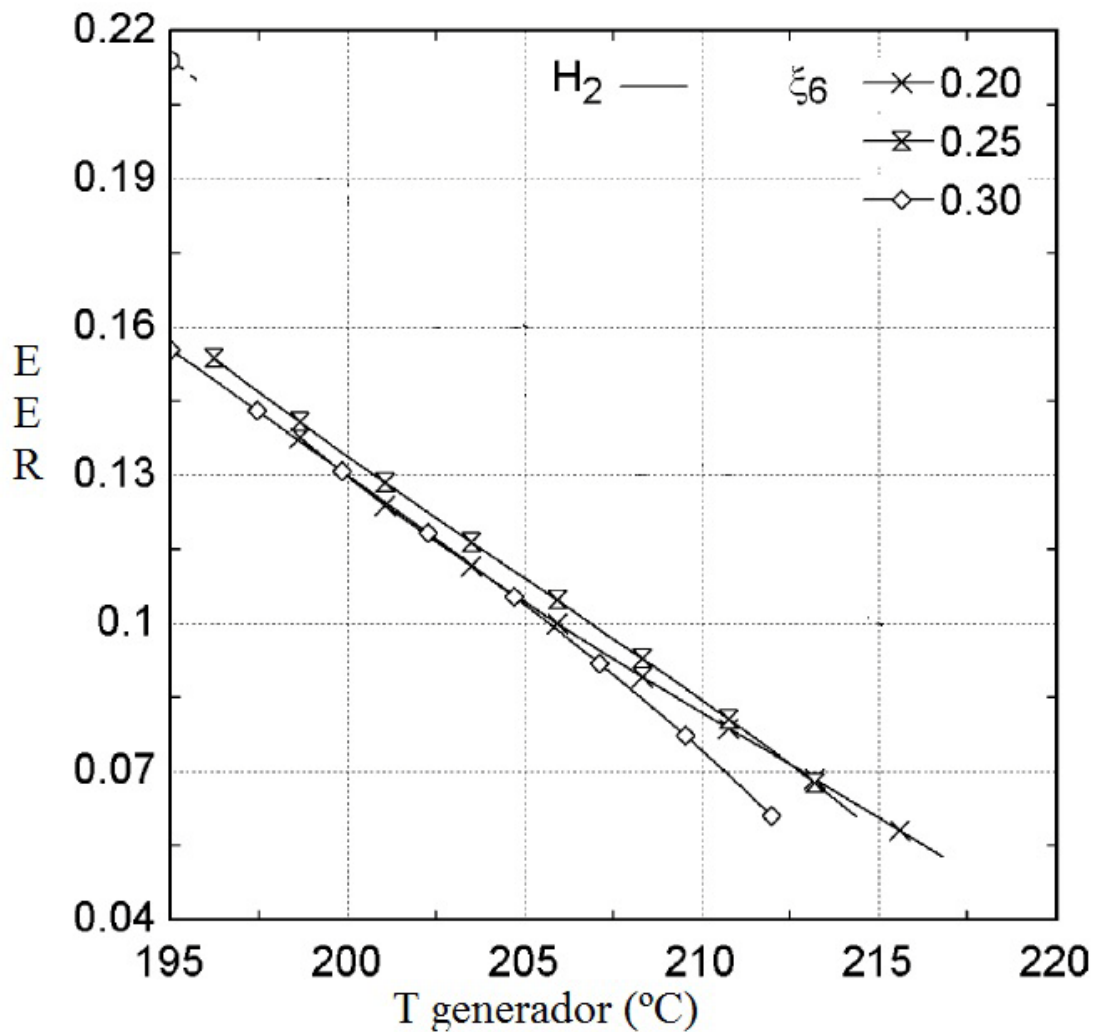


Figura 2.1-8 Gráfico de resultados experimentales. EER vs Fracción de amoníaco en la solución rica vs Temperatura del generador

2.1 Configuración 1

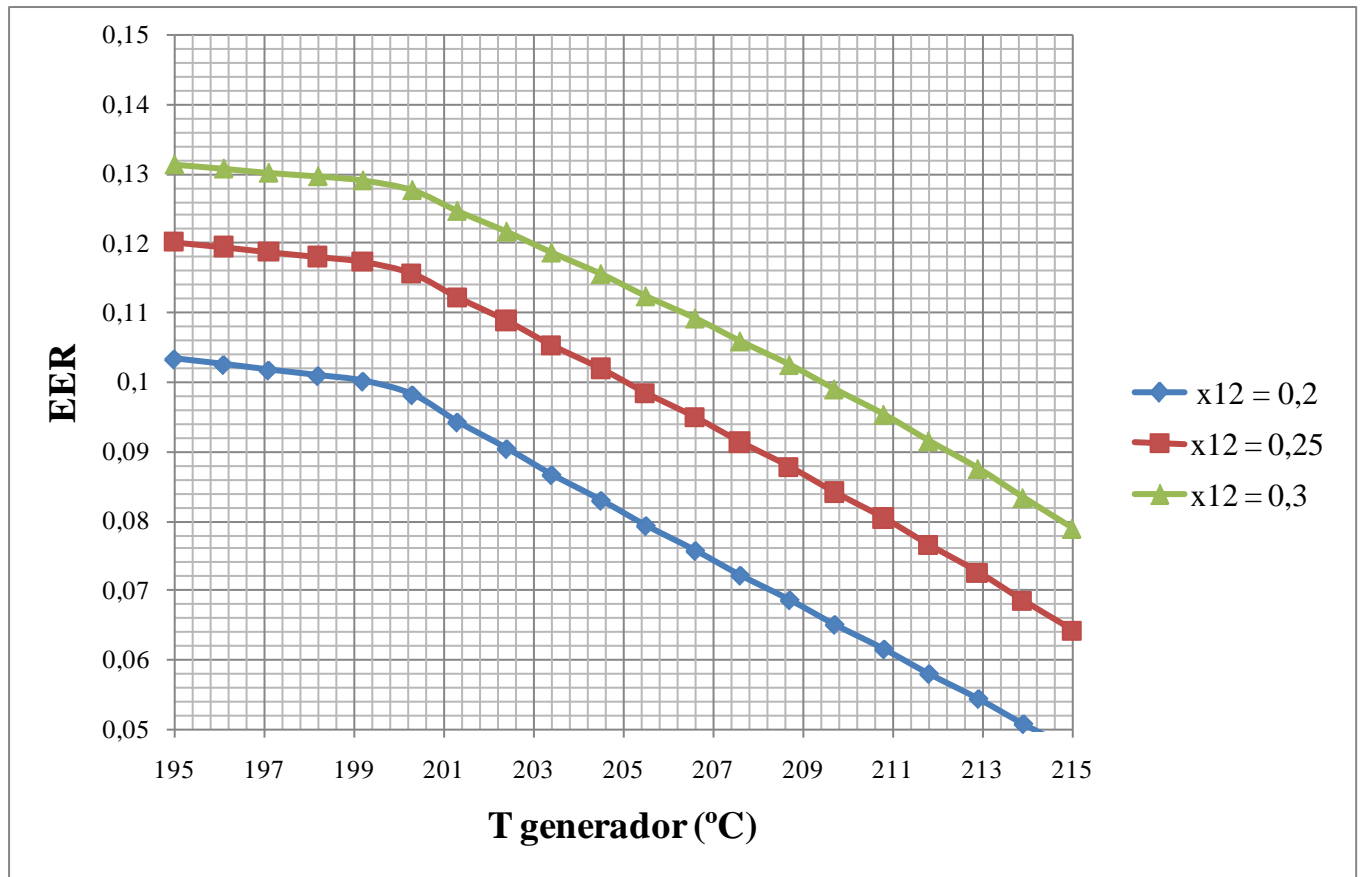


Figura 2.1-9 Gráfico de resultados obtenidos con el EES. EER vs Fracción de amoníaco en la solución rica vs Temperatura del generador

La tendencia en el caso teórico (EES), el EER disminuye al disminuir la concentración de amoníaco en la solución pobre y al aumentar la temperatura del generador. Esto se debe a que estamos calentando mayor cantidad de amoníaco por unidad de energía cuanto mayor es la proporción de amoníaco en la solución rica. De esta forma cuanto mayor es la proporción de amoníaco en la solución rica mayor aprovechamos el calor introducido en el generador. En el caso experimental la variación del EER con la variación de la solución rica es bastante más débil que en el sistema realizado con el EES.

Otra tendencia que ocurre en los dos casos es que al aumentar la temperatura del generador disminuye el EER del sistema. Esta se debe a que estamos calentando más la solución rica por lo que el calor aportado al generador es mayor.

2.3 Configuración 3

Nombre del documento:

The effect of the ejector on the performance of diffusion absorption refrigeration systems: An experimental study

Autores:

Adnan Sözen, Tayfun Menlik, Engin Özbaş

Realizado por:

Karabük University, Department of Energy System Engineering.

Este experimento se toma como referencia el estudio realizado por Zohar, M. Jelinek, A. Levy y I. Borde (Estudio experimental 1). El estudio está enfocado a encontrar la mejor manera de introducir el amoníaco que sale del condensador al evaporador, puesto que los valores de algunas variables y el poco aprovechamiento del intercambiador de líquidos no reflejan una situación real de uso. En la primera prueba se realiza igual que en el estudio de referencia, en la segunda no se subenfrió el amoníaco antes de entrar al evaporador y en la tercera se introduce un eyector de forma que la solución pobre que sale del intercambiador de líquidos entra al absorbedor por dos puntos.

En este experimento se usaron tres configuraciones distintas:

- En la primera configuración, denominada DARS-1, el amoníaco que sale del condensador es subenfriado antes de entrar en el evaporador. Esta configuración es la que utilizaré y simularé con el EES.
- En la segunda configuración, denominada DARS-2, el amoníaco que sale del condensador no es subenfriado antes de entrar en el evaporador, este entra directamente al evaporador a la misma temperatura que sale del condensador. Esta configuración no la simularé con el EES
- En la tercera configuración, denominada DARS-1WE, el amoníaco que sale del condensador es subenfriado antes de entrar en el evaporador, tal que como ocurre en la configuración DARS-1. Pero en este caso se introduce un eyector en

medio del absorbedor, de forma que la solución pobre que sale del intercambiador de líquidos entra al absorbedor por dos puntos.

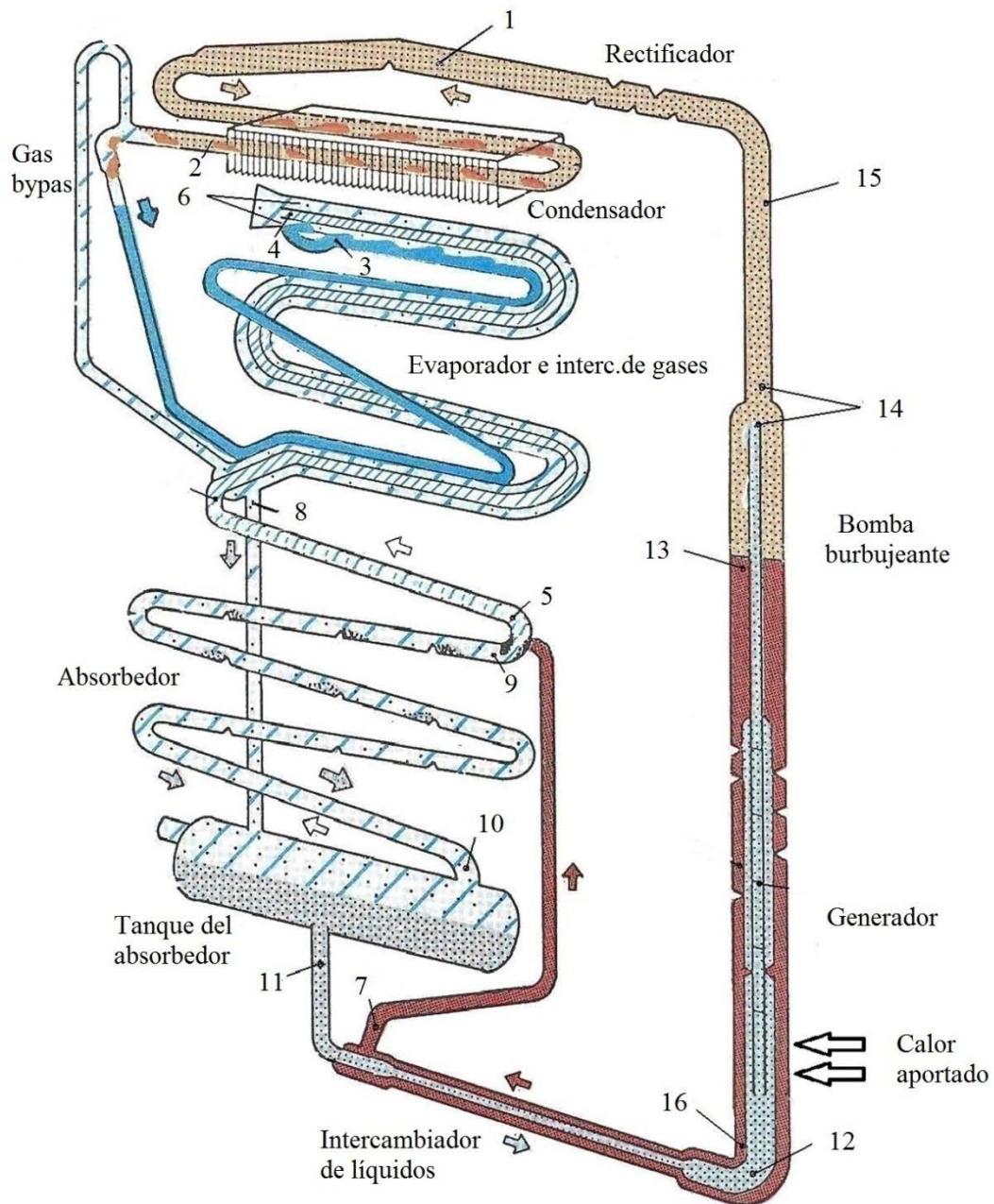


Figura 2.3-1 Diagrama DARS-1

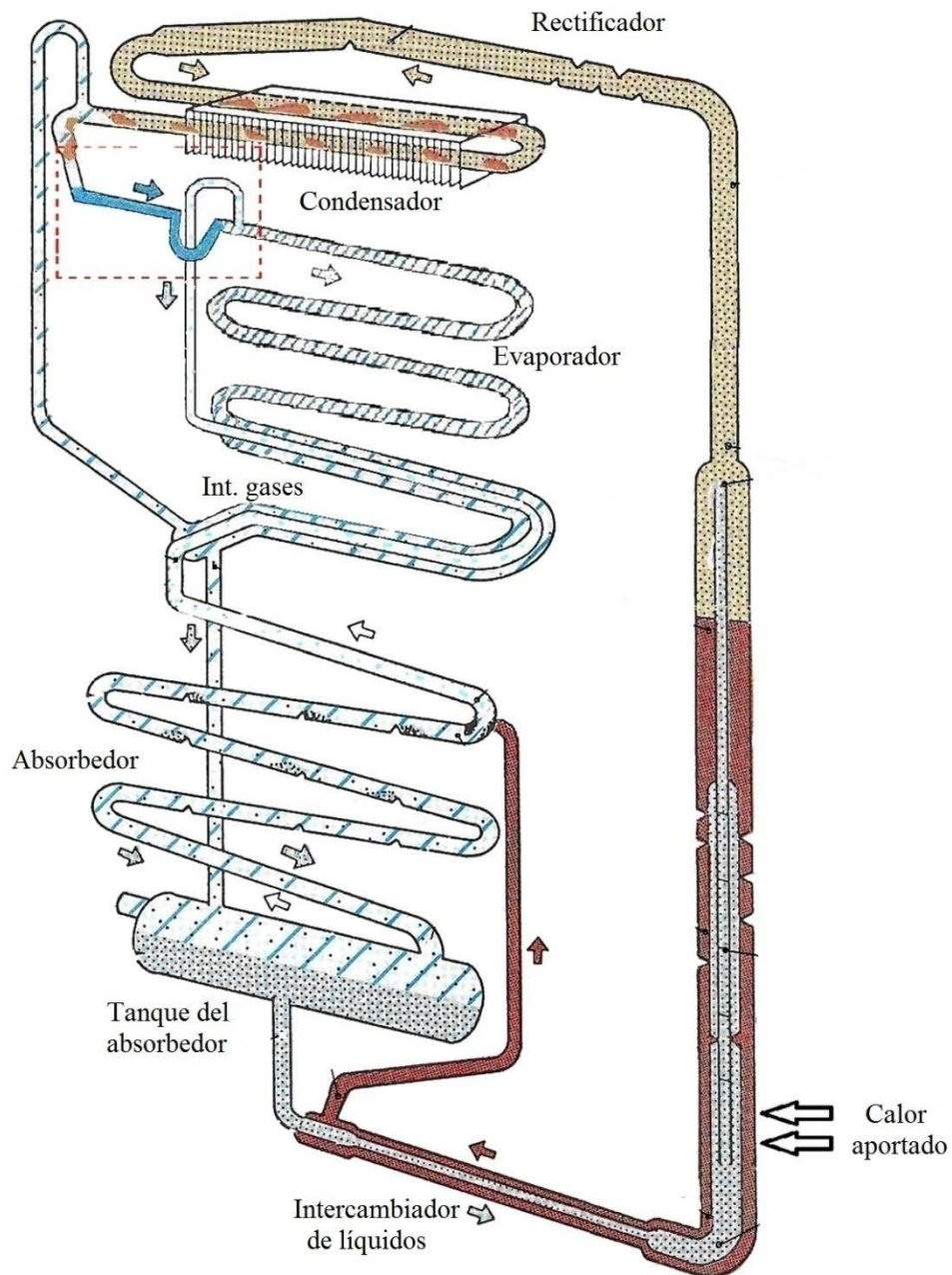


Figura 2.3-2 Diagrama DARS-2

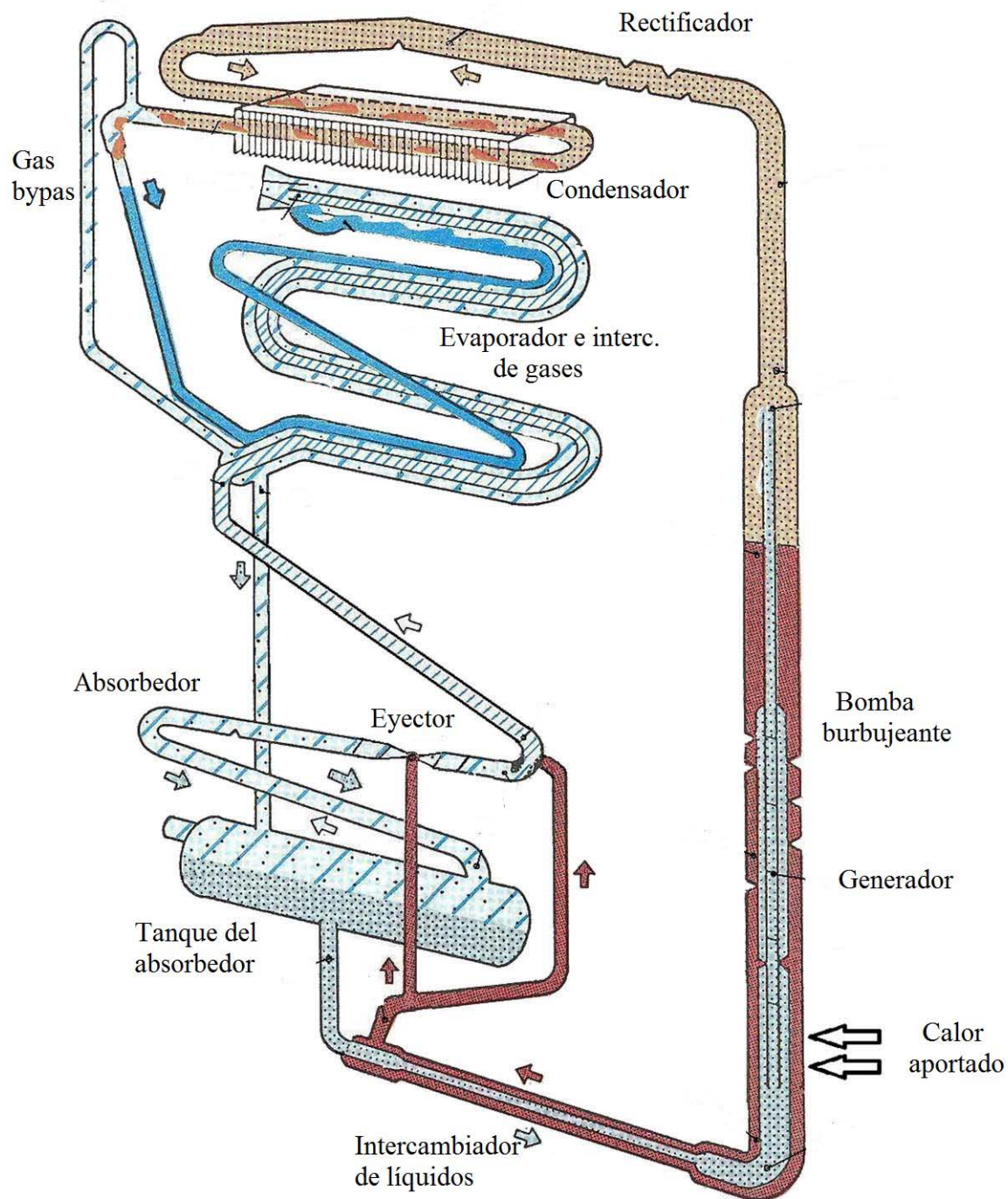
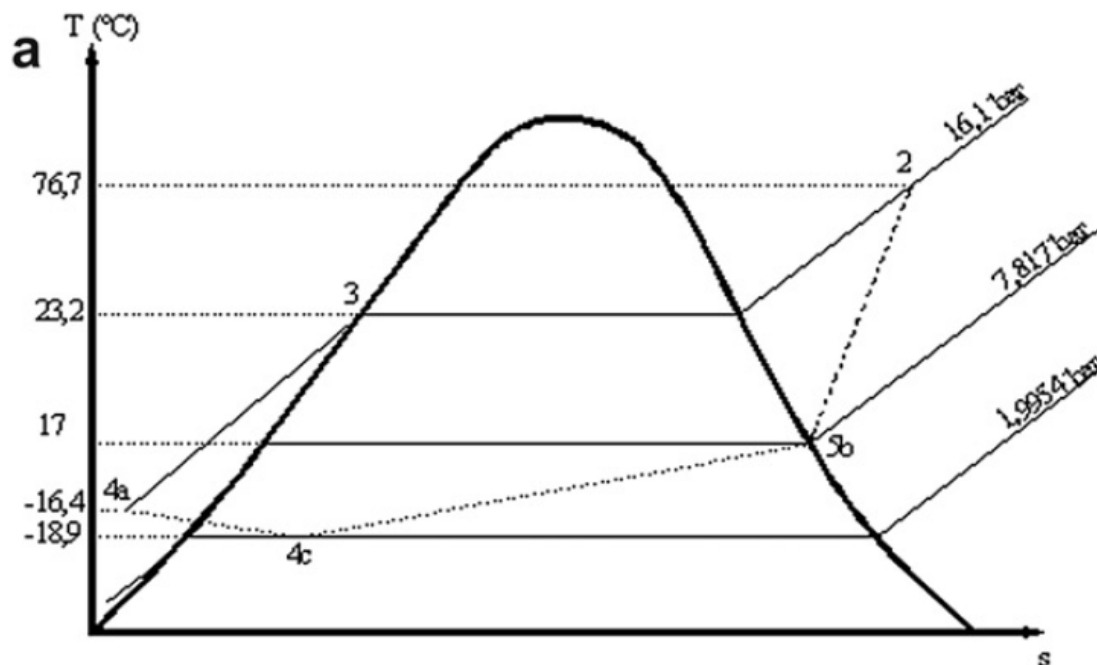


Figura 2.3-3 Diagrama DARS-1WE

Configuración 2-1: Amoniaco subenfriado antes de entrar al evaporador



T-s diagrams of DARS-1

Figura 2.3-4 Diagrama T-s, DARS-1

En este diagrama se puede apreciar las presiones parciales del amoniaco desde el rectificador, corriente 1, hasta la salida del evaporador.

En el rectificador, el condensador y el intercambiador de gases el amoníaco es puro y por tanto tiene la presión total del sistema, 16,1 bares. En el evaporador el amoníaco pierde presión debido a la presencia del gas inerte, hasta 2 bar de presión parcial. Con esta baja presión parcial evapora a baja temperatura (-18,9 °C). Mientras avanza por el evaporador aumenta su presión parcial, pero al aumentar también su temperatura sigue evaporándose. En la salida del evaporador tiene una presión parcial de 7,8 bares, por tanto la fracción molar de amoníaco en la corriente de salida del evaporador es $7,8/16,1 = 0,48$.

Las siguientes gráficas son del estudio experimental DARS-1. De aquí obtendré datos de las variables de input del sistema del EES:

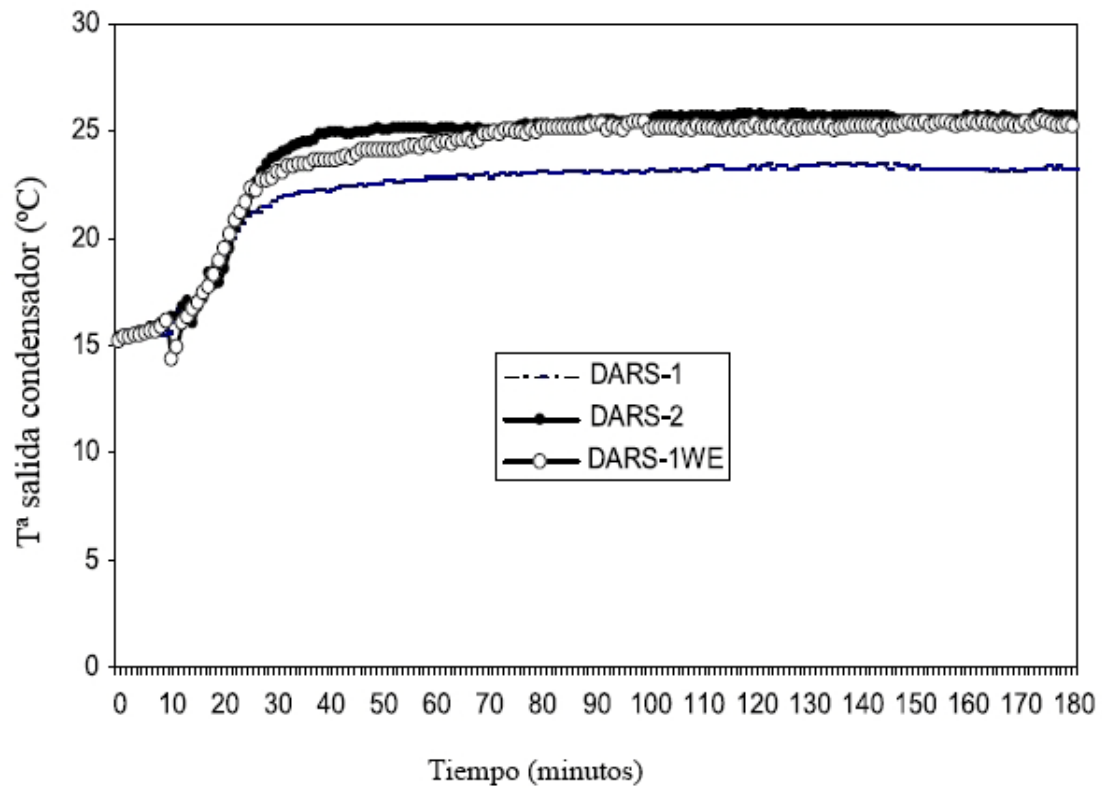


Figura 2.3-5 Gráfica T^a salida del condensador

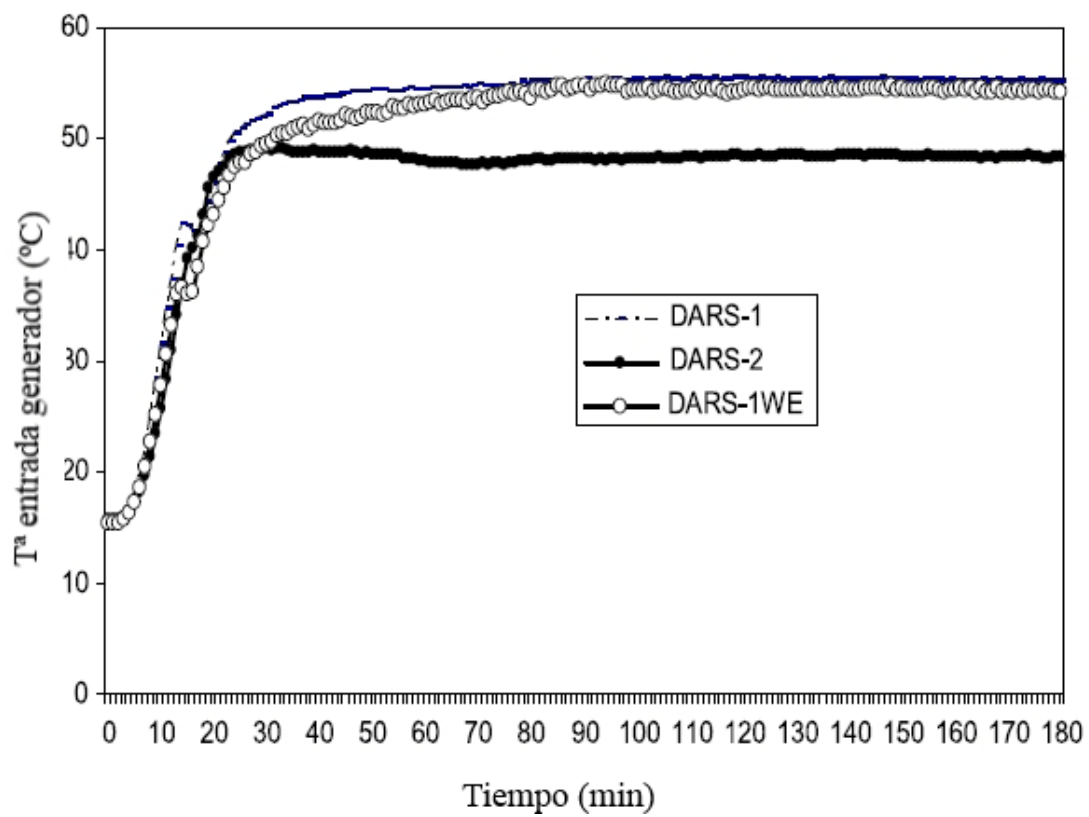


Figura 2.3-6 Gráfica T^a entrada generador

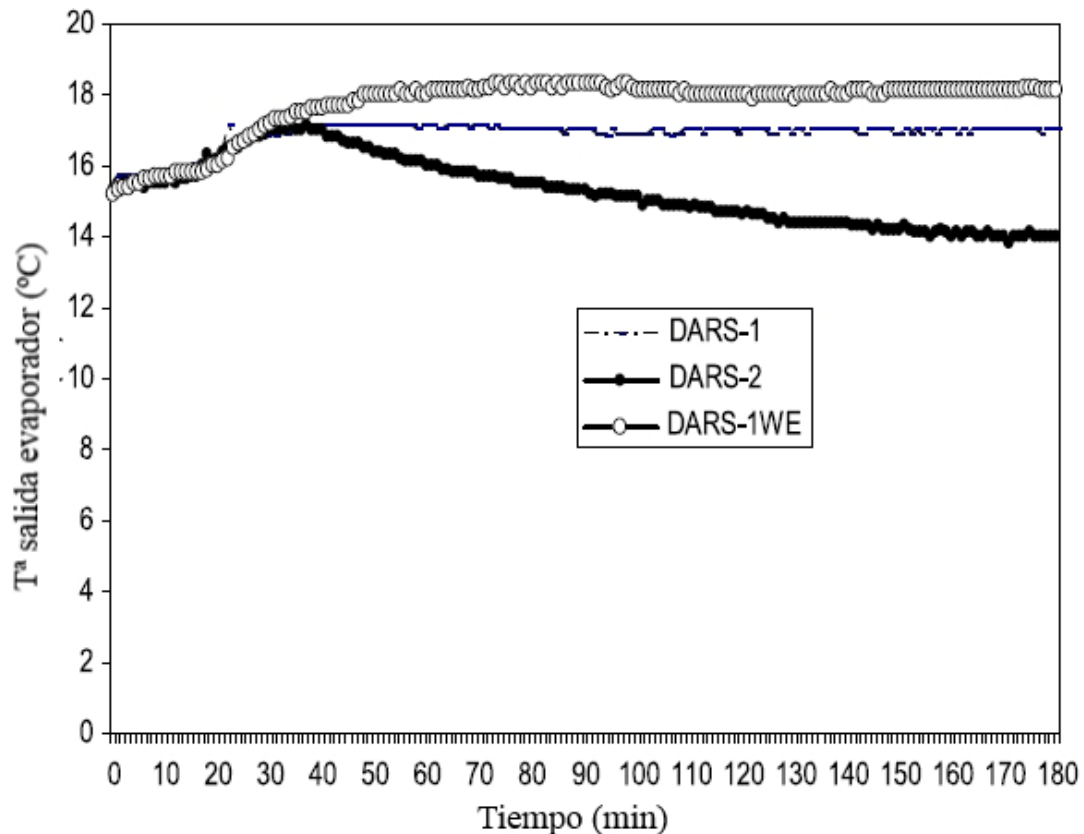


Figura 2.3-7 Gráfica T^a salida evaporador

Variables a introducir en el EES (Inputs):

- Se trabajo con amoniaco-agua-helio
- La presión total del sistema es de 16,1 bares.
- La temperatura de evaporación es de -18,9 °C según *Figura 2.3-4*.
- La presión de todas las corrientes exceptuando las que contienen amoniaco gaseoso e hidrógeno (corrientes m6, m8 y m10) es la presión del sistema.
- La temperatura de salida del condensador (T_2) es de 23,2°C, como puede verse en la *Figura 2.3-5* sacada del estudio experimental.
- La temperatura de entrada al generador (T_{12}) es de 55°C como puede verse en la *Figura 2.3-6* sacada del estudio experimental. Parece ser que en este estudio no se ha aprovechado al máximo el intercambiador de calor de líquidos.
- La temperatura de salida del evaporador (T_8) es de 17°C, como puede verse en la *Figura 2.3-7* sacada del estudio experimental.
- La fracción molar de amoniaco en la salida del evaporador (x_8 molar) es 0,48.
- La temperatura del generador (T_{16}) es de 180°C.
- La temperatura del absorbedor (T_5) es 20°C.
- La temperatura de salida del rectificador (T_1) es de 80°C.
- La fracción másica de amoniaco en la solución rica (x_{12}) es 0,35.
- La fracción másica de amoniaco en la solución pobre (x_7) es 0,1.

- De la fracción de amoniaco a la salida del generador no dice nada en este estudio. Como parten del estudio DAR tomo como valor el dato del sistema DAR. Fracción másica de amoniaco en la corriente que sale del generador hacia el rectificador (x_{14}) es de 0,6.

Corriente	Temperatura (°C)
1	80
2	23,2
5	20
8	17
11	20
12	55
16	180

Tabla 2.3-1 Tabla temperaturas de corrientes de input.

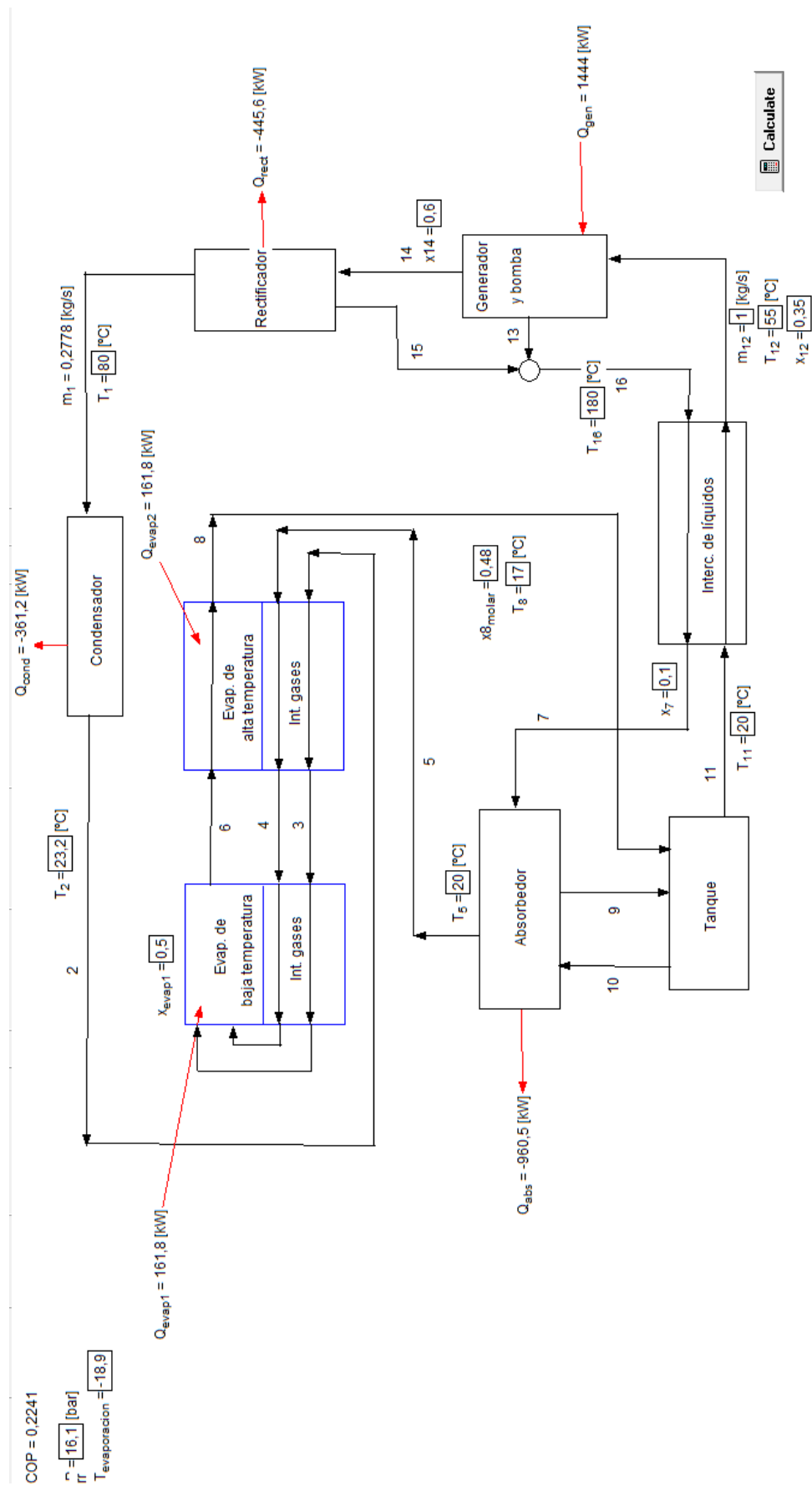


Figura 2.3-8 Diagrama DARS-1, en el EES

Resultados obtenidos con el EES

Introduciendo los datos de la configuración 3 en el EES, obtenemos los datos de todas las corrientes. A continuación pongo los datos más relevantes de las corrientes.

Corriente	Entalpía (kJ/kg)	Flujo másico (kg/s)	Temperatura (°C)
1	1609	0,278	80,0
2	308,6	0,278	23,2
3	203,1	0,278	0,7
4	-130,3	0,071	-1,0
5	-21,54	0,071	20,0
6	599,4	0,349	-1,0
7	592,6	0,722	155,0
8	1170	0,349	17,0
9	-123,2	1,000	20,0
10	1170	0,349	11,5
11	-123,2	1,000	20,0
12	29,09	1,000	55,0
13	967,7	0,537	179,7
14	2059	0,463	164,6
15	327,2	0,185	78,0
16	803,5	0,722	180,0

Tabla 2.3-2 Tabla de resultados del EES. Entalpía, flujo másico y temperatura

Las corrientes 6, 8 y 10 son corrientes que contienen amoníaco y helio. La suma de las presiones parciales de estos dos compuestos será 16,1 bares, a continuación pongo los datos de presiones parciales de estas corrientes.

Corriente	P.parcial He (bar)	P.parcial NH ₃ (bar)
6	12,0	4,1
8	8,4	7,7
10	11,0	5,1

Tabla 2.3-3 Tabla de resultados del EES. Presión parcial de amoníaco e hidrógeno

Las corrientes 6, 7, 8, 9, 11, 12, 13, 14 y 16 contienen amoníaco con otro compuesto, bien agua o bien con hidrogeno. En la *tabla 2.3-3* se puede ver la fracción másica de amoníaco y la fracción másica de gas, el resto es líquido, de cada corriente:

Corriente	Fracción de gas	Fracción másico NH ₃
6	0,47	0,80
7	0,00	0,10
8	0,00	0,80
9	0,00	0,35
11	0,00	0,35
12	0,00	0,35
13	0,16	0,13
14	1,00	0,60
16	0,05	0,10

Tabla 2.3-4 Tabla de resultados del EES. Fracción de gas y fracción de amoníaco

Por último quedan los datos de calores de entrada y salida. Los calores positivos son calores que absorbe el sistema, y los negativos calor que expulsa:

Equipo	Energía (kW)
Los dos evaporadores	323,50
Evaporador de baja	161,80
Evaporador de alta	161,80
Generador	1444,00
rectificador	-445,60
Condensador	-361,20
absorbedor	-960,50

Tabla 2.3-5 Tabla de resultados del EES. Energía de entrada y de salida

Sumando todas las energías de entrada y salida nos da prácticamente cero. Condición necesaria para que el sistema este bien resuelto:

$$323,5 + 1444 - 445,6 - 361,2 - 960,5 = 0,2 \text{ kW}$$

El EER es la fracción entre el calor absorbido en los dos evaporadores por en calor absorbido en el generador.

$$\text{EER} = \frac{323,5}{1444} = 0,22$$

El EER obtenido con esta configuración es 0,22, superior al obtenido experimentalmente, EER = 0,15.

Relación EER con la temperatura del absorbedor (T_5 , T_{11})

A partir del sistema EES de la configuración 3, he variado datos de algunas variables de input para ver los cambios sufridos por las variables de output.

Primero he realizado una simulación para ver como varía la eficiencia del sistema trabajando en entornos más calientes. Para esto he aumentado la temperatura del absorbedor, temperatura que afecta a las variables T_5 y T_{11} , y la temperatura de salida del condensador (T_2). He aumentado la temperatura del absorbedor para simular una situación más real, pues refrigerar el absorbedor a 20°C en verano es muy complicado.

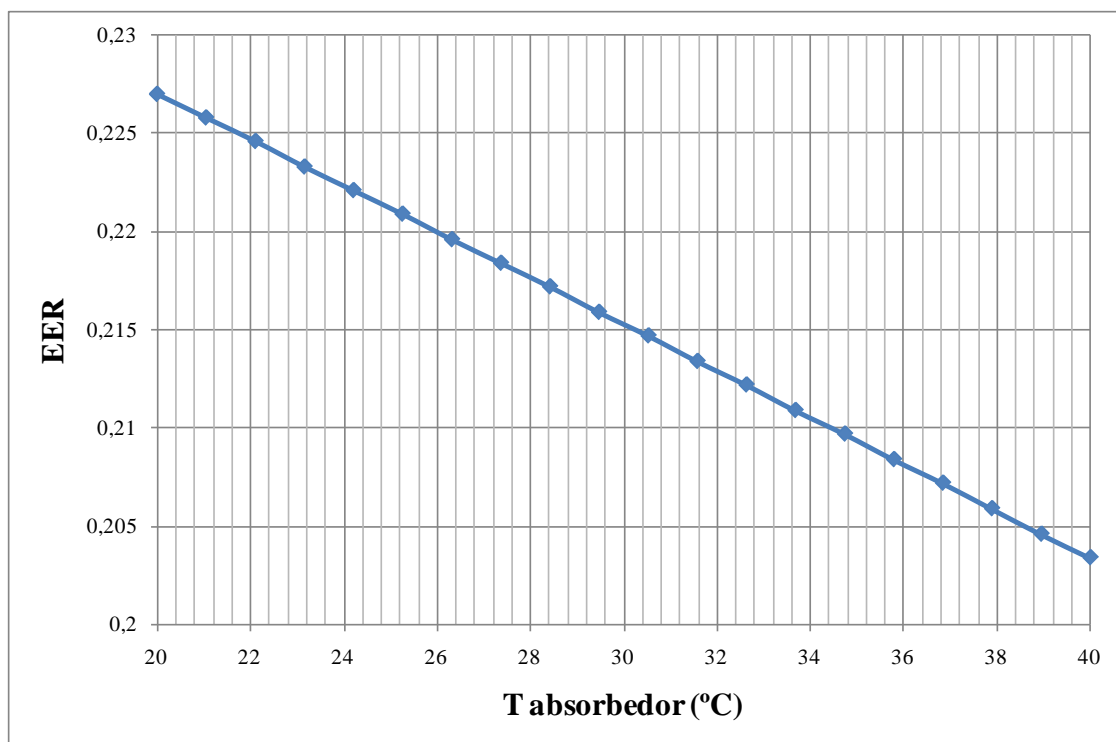


Figura 2.3-9 Gráfica EER vs temperatura del absorbedor

Aumentando la temperatura del absorbedor y del condensador disminuye el EER, pero el cambio sufrido por el EER es pequeño, por lo que el sistema podrá trabajar en entornos más calientes sin ver reducido demasiado su eficiencia.

Relación EER con la temperatura de salida del evaporador (T_8)

En la segunda simulación a reducido la temperatura de salida del evaporador, esto es útil por si queremos refrigerar algo a una temperatura inferior, puesto que 17°C no es una temperatura baja y no nos serviría para refrigerar alimentos. He reducido la temperatura hasta -5°C.

Para que evapore todo el amoniaco a -5°C he tenido que reducir gradualmente la fracción molar de amoniaco a la salida del evaporador hasta 0,21.

x₈ molar	T₈ (°C)	EER
0,48	17,00	0,224
0,45	15,84	0,224
0,44	14,68	0,223
0,42	13,53	0,222
0,41	12,37	0,222
0,38	11,21	0,221
0,37	10,05	0,220
0,36	8,90	0,219
0,34	7,74	0,218
0,33	6,58	0,217

0,32	5,42	0,216
0,31	4,26	0,214
0,30	3,11	0,213
0,28	1,95	0,212
0,27	0,79	0,210
0,26	-0,37	0,208
0,25	-1,53	0,206
0,23	-2,68	0,204
0,22	-3,84	0,202
0,21	-5,00	0,199

Tabla 2.3-6 Tabla T_8 vs X_8 molar vs EER

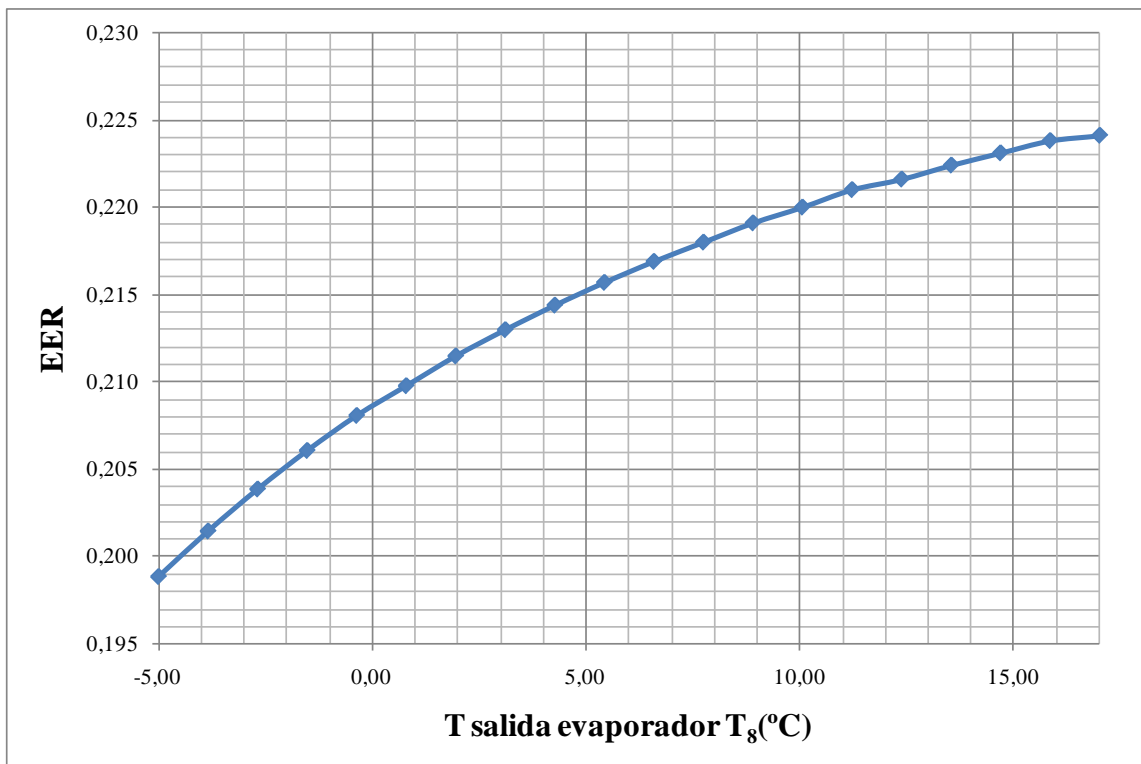


Figura 2.3-10 Gráfica EER vs temperatura salida del evaporador

Conforme aumenta la temperatura de salida del evaporador el EER aumenta, pero el cambio sufrido por el EES es pequeño, por lo que el sistema podría refrigerar a una temperatura más baja.

Situación de uso real

Como última variación he introducido valores más elevados a las temperaturas T_2 , T_5 y T_{11} , para simular el sistema en un ambiente más caliente. Así como he aumentado la temperatura de entrada al generador (T_{12}) para aprovechar al máximo el intercambiador de líquidos y he reducido la temperatura de salida del evaporador así como la fracción de amoníaco en tal corriente para refrigerar a temperatura más baja. Con estos cambios quiero simular un sistema en condiciones más reales de uso.

T_2	40°C
T_5	40°C
T_{11}	40°C

T_{12}	120°C
T_8	0°C
x_8 molar	0,26

Las temperaturas T_2 , T_5 y T_{11} les he dado un valor de 40°C, valor más fácil de refrigerar que los 20°C que tenían.

A la temperatura de entrada al generador le he dado un valor de 120°C, de forma que se aprovecha casi al máximo el intercambiador de líquidos, la temperatura de la corriente que sale por el otro extremo del intercambiador (T_7) es de 66°C, superior a los 40°C de entrada de la corriente por ese mismo extremo. De forma que el intercambio se facilita por la diferencia de temperaturas.

Y la temperatura de refrigeración la he puesto en 0°C, suficiente para una nevera y algo baja para un aire acondicionado.

Con todos estos cambios el EER del sistema no ha variado demasiado. Pues unos cambios facilitaban el aumento de este, aumento de T_{12} , y otros hacían que este bajara, aumento de T_2 , T_5 y T_{11} así como la disminución de T_8 y x_8 molar. El EER resultante ha sido 0,24, algo superior al original, debido principalmente al mejor aprovechamiento del intercambiador de líquidos.

2.2 Configuración 2

La configuración 2 corresponde al mismo experimento realizado en la configuración 1 pero en este caso se cambia el hidrógeno por el helio

Nombre del documento:

Numerical investigation of a diffusion absorption refrigeration cycle

Autores:

A. Zohar, M. Jelinek, A. Levy y I. Borde

Realizado por:

*Pearlstone Center for Aeronautical Engineering Studies
Mechanical Engineering Department, Ben-Gurion University of the Negev*

El sistema es similar al de la configuración 1. Por tanto los diagramas son los mismos.

2.2 Configuración 2

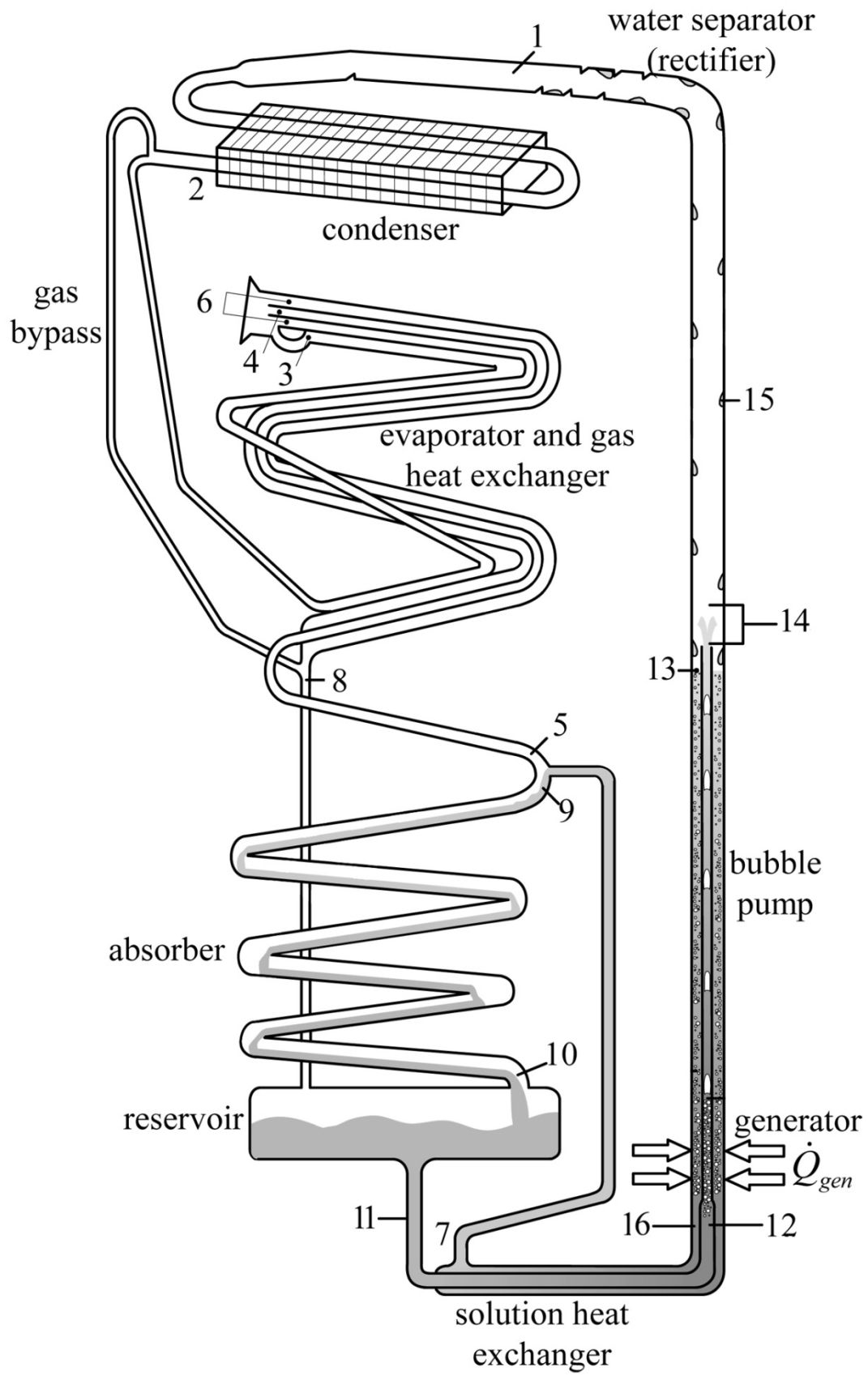


Figura 2.2-1 Diagrama DAR

2.2 Configuración 2

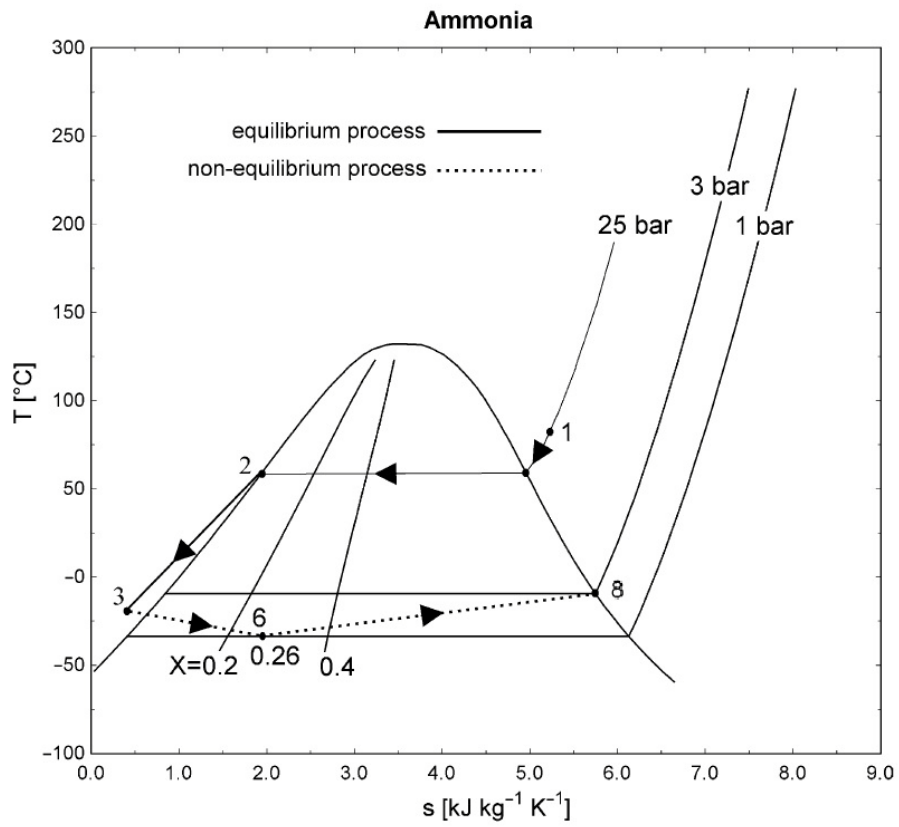


Figura 2.2-2 Gráfico T vs Entropía

Las condiciones de evaporación del amoníaco son similares a la de la configuración 1.

Variables a introducir en el EES (Inputs):

Para cerrar los balances en el EES debemos introducir algún dato, no todos, el resto los obtendrá el programa gracias a los balances introducidos. Las variables a introducir son las utilizadas en el estudio experimental. Variables a introducir:

Corriente	Temperatura (°C)
1	70
2	55
5	40
8	0
11	60
12	145
16	193

Tabla 2.2-1 Tabla temperaturas de corrientes de input

- Presión total del sistema. En este estudio la presión total del sistema es de 25 bares.
- La fracción másica de amoníaco en la solución rica. Es la fracción de amoníaco para las corrientes 9, 11 y 12. Está comprendida entre 0,2 y 0,47. Inicialmente introducimos $x_{12} = 0,3$.
- La fracción másica de amoníaco en la solución pobre. Es la fracción de amoníaco para las corrientes 7 y 16. Está comprendida entre 0,078 y 0,14. Inicialmente introducimos $x_7 = 0,1$.
- La fracción másica de amoníaco en la corriente gaseosa que sale de la bomba burbujeante hacia el rectificador. Es la fracción másica de la corriente 14, su valor es 0,6.
- La fracción molar de amoníaco en la corriente gaseosa que sale del evaporador (corriente 8). Como puede verse en la figura 2.2-2, la presión parcial de amoníaco para la corriente 8 es de 3 bares. Si la presión total es de 25 bares la fracción másica de amoníaco es $3/25 = 0,12$
- La temperatura de evaporación es de -33 °C.

2.2 Configuración 2

- Al haber puesto dos evaporadores necesitamos saber la energía que queremos que absorba cada uno de ellos. Este valor no afecta al EER, porque la energía que no absorba uno la absorberá el otro. Se ha supuesto que los dos evaporadores absorben la misma cantidad de energía.

Resultados obtenidos con el EES

Introduciendo los datos de la configuración 1 en el EES, obtenemos los datos de todas las corrientes. A continuación pongo los datos más relevantes de las corrientes.

Corriente	Entalpía (kJ/kg)	Flujo másico (kg/s)	Temperatura (°C)
1	1535	0,222	70,0
2	465,3	0,222	55,0
3	159,5	0,222	-9,0
4	-208,2	0,383	-16,5
5	85,17	0,383	40,0
6	45,8	0,606	-16,5
7	270,8	0,778	80,4
8	462,8	0,606	0,0
9	70,08	1,000	60,0
10	462,8	0,606	0,0
11	70,08	1,000	60,0
12	456,4	1,000	145,0
13	880,8	0,630	197,2
14	2075	0,370	183,0
15	286	0,148	68,0
16	767,5	0,778	193,0

Tabla 2.2-2 Tabla de resultados del EES. Entalpía, flujo másico y temperatura

Las corrientes 6, 8 y 10 son corrientes que contienen amoníaco y helio. La suma de las presiones parciales de estos dos compuestos será 25 bares, a continuación pongo los datos de presiones parciales de estas corrientes.

Corriente	P.parcial He (bar)	P.parcial NH ₃ (bar)
6	22,8	2,2
8	22	3,0
10	22	3,0

Tabla 2.2-3 Tabla de resultados del EES. Presión parcial de amoníaco e hidrógeno

2.2 Configuración 2

Las corrientes 6, 7, 8, 9, 11, 12, 13, 14 y 16 contienen amoníaco con otro compuesto, bien agua o bien con helio. En la *Tabla 2.1-4* se puede ver la fracción másica de amoníaco y la fracción másica de gas, el resto es líquido, de cada corriente:

Corriente	Fracción de gas	Fracción másica NH ₃
6	0,27	0,37
7	0,00	0,10
8	0,00	0,37
9	0,00	0,30
11	0,00	0,30
12	0,00	0,30
13	0,06	0,12
14	1,00	0,60
16	0,00	0,10

Tabla 2.2-4 Tabla de resultados del EES. Fracción de gas y fracción de amoníaco

Por último quedan los datos de calores de entrada y salida. Los calores positivos son calores que absorbe el sistema, y los negativos calor que expulsa:

Equipo	Energía (kW)
Los dos evaporadores	144,20
Evaporador de baja	72,10
Evaporador de alta	72,10
Generador	866,70
rectificador	-385,10
Condensador	-237,60
absorbedor	-388,20

Tabla 2.2-5 Tabla de resultados del EES. Energía de entrada y de salida

Sumando todas las energías de entrada y salida nos da prácticamente cero. Condición necesaria para que el sistema este bien resuelto:

$$144,2 + 866,7 - 385,1 - 237,6 - 388,2 = 0 \text{ kW}$$

2.2 Configuración 2

El EER es la fracción entre el calor absorbido en los dos evaporadores por un calor absorbido en el generador.

$$\text{EER} = \frac{144,2}{866,7} = 0,1664$$

El EER obtenido con esta configuración es 0,166, algo inferior al obtenido en el estudio experimental 0,21.

El EER con helio (0,21 o 0,17) es superior al obtenido con hidrógeno (0,15 o 0,13), esto es debido al menor C_p por mol del helio frente al hidrógeno:

$$C_p \text{ helio} = 20,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \qquad C_p \text{ hidrógeno} = 28,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}}$$

Al ser menor el C_p del helio, la energía que debe ceder el helio al amoníaco en el intercambiador para alcanzar la temperatura de evaporación es menor que en el caso del hidrógeno, y el amoníaco puede absorber más energía del exterior, por lo que el EER aumenta.

En el estudio experimental se varía la proporción másica de amoníaco en la solución pobre, variando también la temperatura del generador. Se obtienen distintos EER para las diferentes proporciones de amoníaco.

Haciendo lo mismo con el diagrama del EES obtenemos unos resultados con la misma tendencia pero no iguales.

2.2 Configuración 2

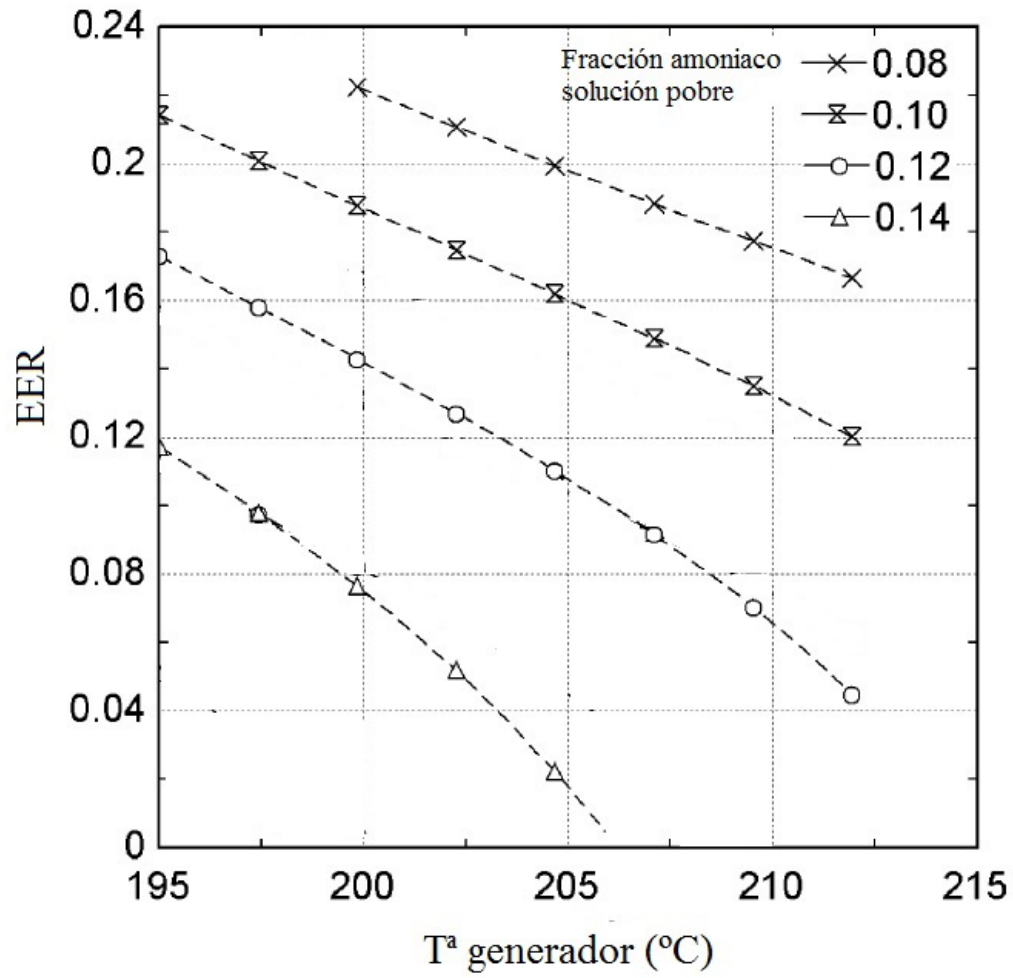


Figura 2.2-3 Gráfico de resultados experimentales. EER vs Fracción de amoníaco en la solución pobre vs Temperatura del generador

2.2 Configuración 2

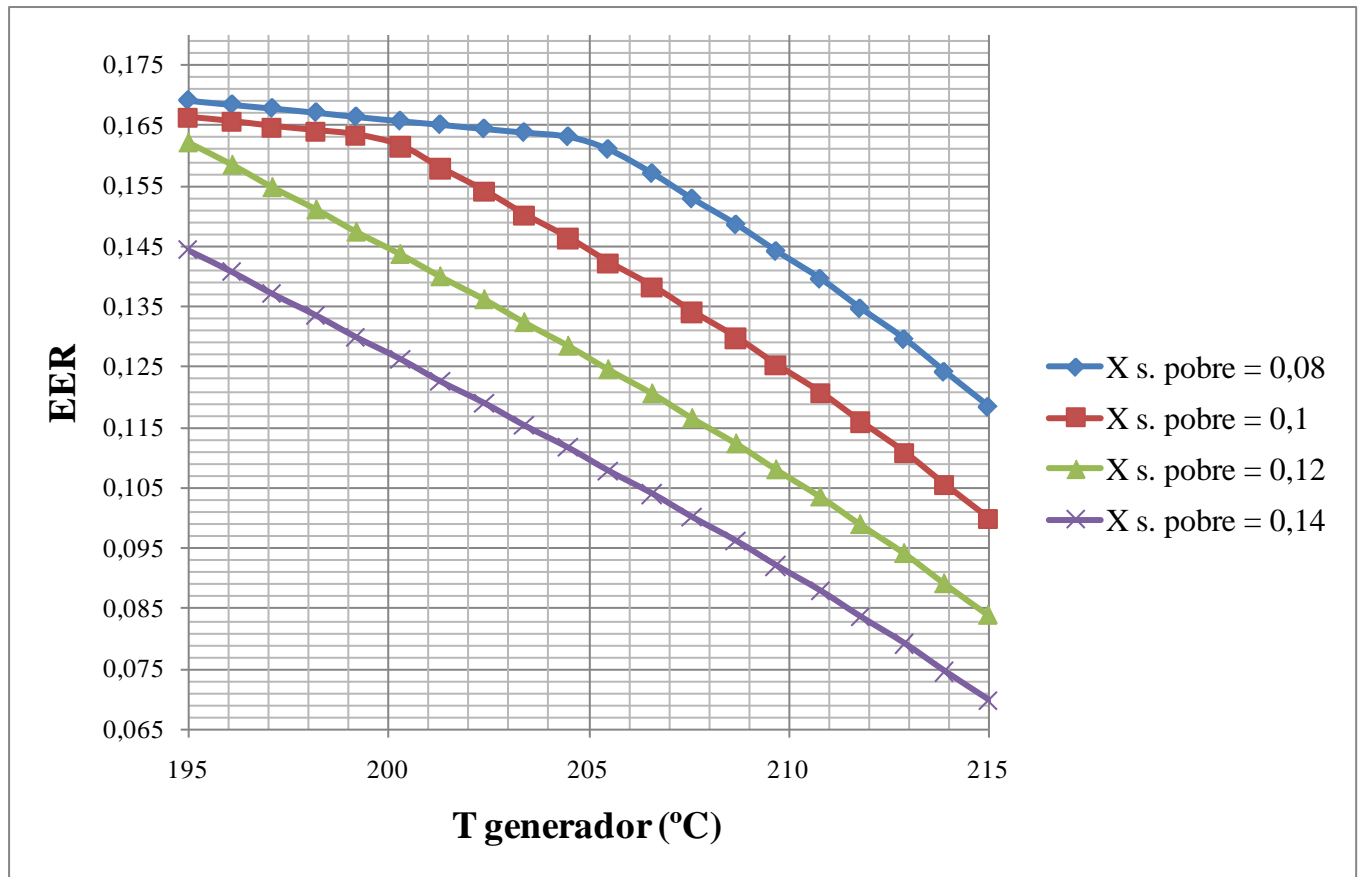


Figura 2.2-4 Gráfico de resultados obtenidos con el EES. EER vs Fracción de amoníaco en la solución pobre vs Temperatura del generador

La fracción de amoníaco en la solución pobre es másica en los dos casos.

La tendencia es la misma en los dos casos, el EER disminuye al aumentar la concentración de amoníaco en la solución pobre. Esto se debe a que estamos calentando la misma cantidad de amoníaco en el generador pero habrá una cantidad de amoníaco que no va a pasar al condensador ni al evaporador, por lo que no produce energía útil. Cuanto mayor sea esta cantidad (mayor sea la concentración de amoníaco en la solución pobre), menor será el EER del sistema.

Pese a que en los dos casos la tendencia es la misma, ocurre lo mismo que en el experimento con hidrógeno: en el caso experimental la variación del EER es mucho mayor al variar la concentración de la solución pobre que en el caso solucionado con el EES. Esto puede ser debido a que al variar esta concentración varíen más valores del sistema y cambien temperaturas o presiones de otras corrientes, cosa que en el EES no permitimos, al tener algunas variables del sistema valores fijos.

2.2 Configuración 2

Otra tendencia que ocurre en los dos casos es que al aumentar la temperatura del generador disminuye el EER del sistema. Esta se debe a que estamos calentando más la solución rica por lo que el calor aportado al generador es mayor.

En el estudio experimental también se varía la fracción másica de amoníaco de la solución rica y la temperatura del generador. Se obtienen distintos EER para las diferentes proporciones de amoníaco.

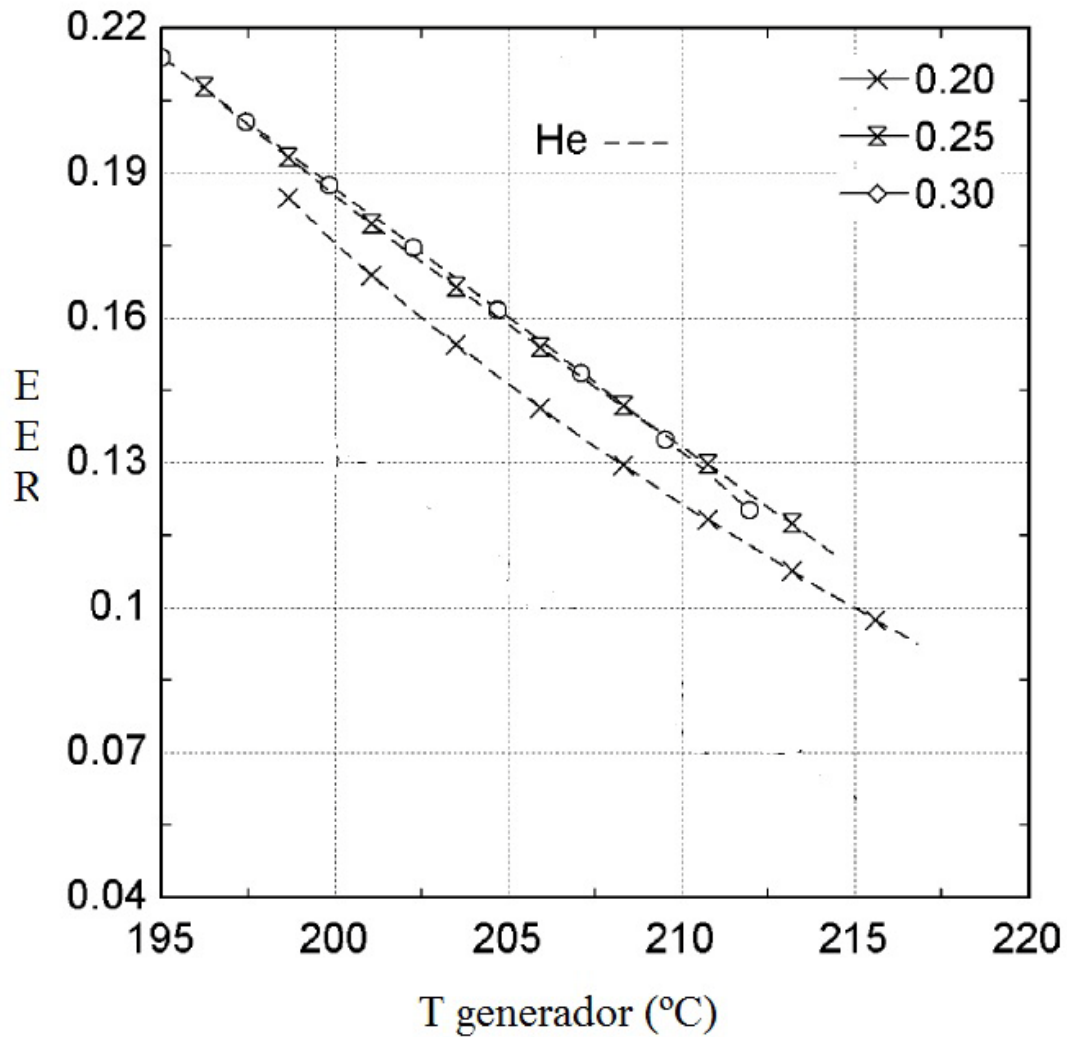


Figura 2.2-5 Gráfico de resultados experimentales. EER vs Fracción de amoníaco en la solución rica vs Temperatura del generador

2.2 Configuración 2

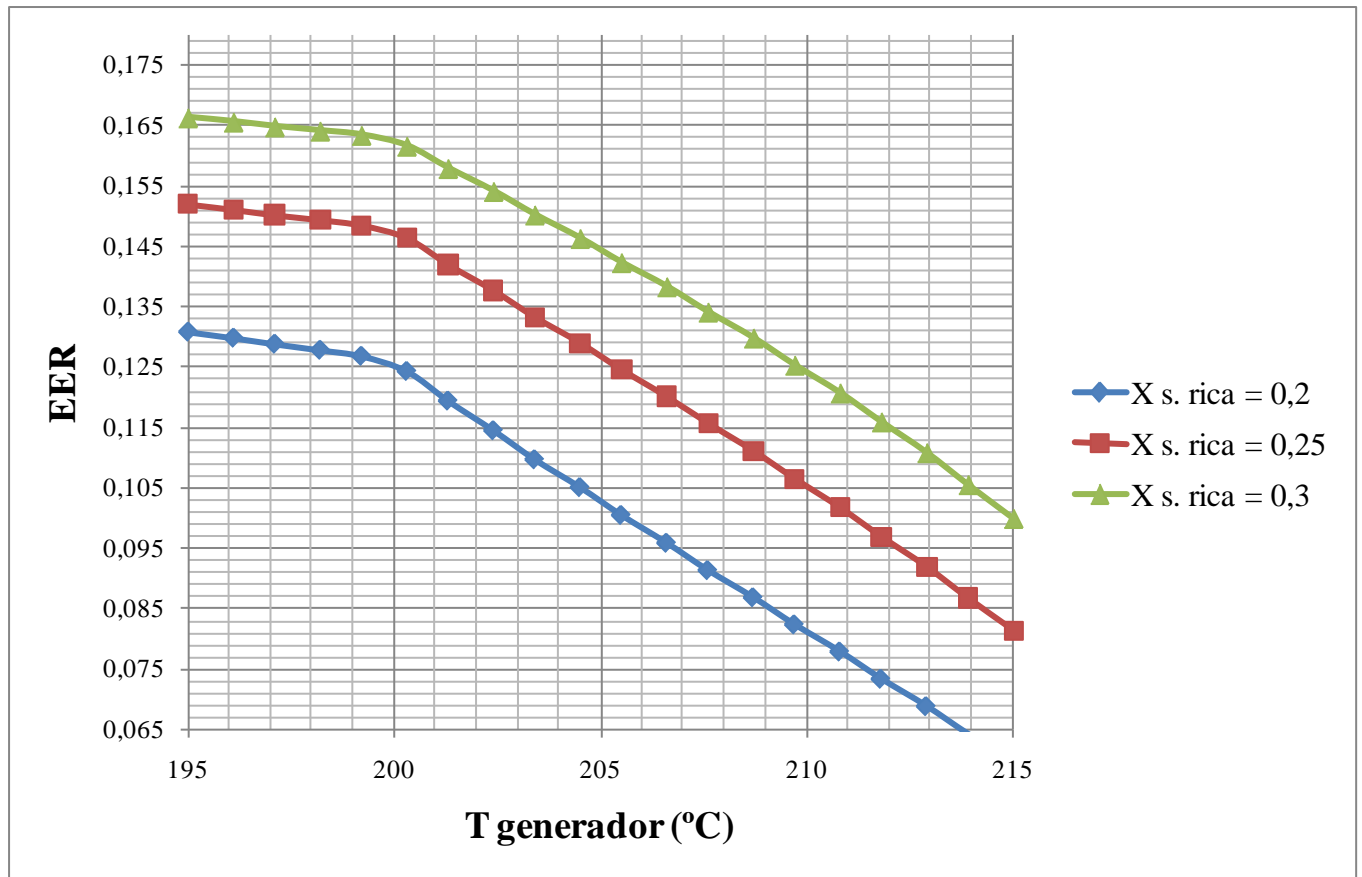


Figura 2.2-6 Gráfico de resultados obtenidos con el EES. EER vs Fracción de amoníaco en la solución rica vs Temperatura del generador

En el caso experimental sucede algo parecido que con hidrógeno pero con un EER algo superior: Excepto en el caso que la solución rica tiene una concentración de amoníaco de 0,2 que si que se ve reducido el EER del sistema, en los otros dos casos, con fracción de amoníaco de 0,25 y 0,3 en la solución rica, el EER del sistema prácticamente no varía. En cambio en el caso teórico el EER va disminuyendo conforme disminuye la fracción de amoníaco en la solución rica. Esto se debe a que estamos calentando mayor cantidad de amoníaco por unidad de energía cuanto mayor es la proporción de amoníaco es la solución rica. De esta forma cuanto mayor es la proporción de amoníaco en la solución rica mayor aprovechamos el calor introducido en el generador.

Otra tendencia que ocurre en los dos casos es que al aumentar la temperatura del generador disminuye el EER del sistema. Esta se debe a que estamos calentando más la solución rica por lo que el calor aportado al generador es mayor.

2.4 Ventajas e inconvenientes

El sistema de refrigeración DAR es un sistema peculiar en el que la única fuente de energía que necesita es calor. Esto le da una serie de ventajas frente a los sistemas de refrigeración convencionales de compresión de gas o absorción convencionales.

La principal ventaja de este sistema es la independencia del suministro eléctrico. Esta característica es principalmente la que hace que estos sistemas estén fabricándose comercialmente. Porque aun en el caso de que teniendo acceso a la red eléctrica tuvieras un exceso de energía térmica, sería más rentable utilizar un sistema de absorción convencional, en el cual el EER del sistema es superior con un gasto de energía eléctrica muy pequeño. Esta característica hace que el uso de este tipo de sistemas sea para lugares aislados, caravanas o países en vías de desarrollo donde la electricidad no llega a todos los lugares.

Otra ventaja de este sistema es la ausencia de ruido durante el funcionamiento. Al no haber partes móviles, el sistema no produce ningún ruido. Esto es útil para lugares donde debe haber completo silencio; salas de conciertos, habitaciones de hoteles, caravanas...

Al no haber partes móviles la tasa de fallos del sistema es menor que en un sistema de compresión de gas.

Usan mezclas de agua (medio de transporte), y amoníaco (refrigerante) o bromuro de litio (medio de transporte) y agua (refrigerante) en lugar de refrigerantes que atentan contra la capa de ozono (CFC, CO₂...), como es el caso de los sistemas de refrigeración por compresión.

El sistema DAR también tiene varios inconvenientes frente a un sistema convencional de compresión de gas o absorción convencional.

El principal inconveniente es su bajo EER frente a los otros sistemas. El sistema DAR consigue unos EER entre 0,15 - 0,30, bastante inferiores comparados con un sistema de absorción convencional de simple efecto (0,6 - 0,8) o absorción convencional de doble efecto (0,8 - 1,2) y muy inferiores a los sistemas de compresión (3,5 - 5,5). Bien hay que tener en cuenta que la energía que utilizan los sistemas de compresión es electricidad que no es una energía primaria, puesto que esta electricidad ya viene con un rendimiento (en torno al 30 -35 %) de las plantas de producción de electricidad. En el caso de los sistemas de absorción convencionales, estos también utilizan energía eléctrica, pero en cantidades pequeñas respecto al poder de refrigeración del sistema, la mayor parte de la energía que necesitan los sistemas de absorción convencionales es energía térmica, pero pese a eso siguen dependiendo de la energía eléctrica.

Otro inconveniente del sistema DAR es la temperatura que alcanza en el generador (215°C), muy por encima de un sistema de absorción convencional ($80 - 140^{\circ}\text{C}$). Esto hace que el empleo de placas solares estáticas no sea posible para el sistema DAR, por no llegar a temperaturas tan altas,, cosa que si es posible en un sistema de absorción convencional.

2.5 Equipos reales

El sistema de absorción difusión tiene aplicaciones comerciales. Suele tratarse de frigoríficos y congeladores que funcionan con bombonas de gas natural. Estos equipos tienen la ventaja, entre otras, de no tener que estar conectados a la red eléctrica, por lo que vienen muy bien en sitios aislados (montaña, campo), camping o caravanas. Otra ventaja importante es la ausencia de ruido de estos sistemas, pues no poseen un compresor que haga ruido, esto puede ser útil en hoteles de lujo donde en la propia habitación tienen instalada una pequeña nevera, o cualquier otro lugar donde es importante que haya silencio.

Estas neveras de absorción comerciales suelen tener la opción de trabajar con gas butano o electricidad. Hay muchos fabricantes de estos refrigeradores, a continuación pongo los más relevantes:

1. Electrolux

Es el fabricante de los sistemas DAR que se han usado en este proyecto, posee diferentes modelos de refrigeradores que funcionan con butano.



Figura 2.5-1 Nevera Electrolux

- Sistema MES con reignición electrónica
- Control por termostato en todas las fuentes de energía
- MPS: Sistema de Multiposicionamiento para una distribución interior flexible
- Controles de fácil manejo con sólo dos mandos
- Cajón para verduras incorporado en la puerta
- Cierre de seguridad ergonómico con posición de invierno integrada
- Capacidad bruta 77 l
- Capacidad congelador 9,5 l
- Altura 821 mm
- Anchura 486 mm
- Profundidad 538 mm

- Peso 25,2 kg
- Consumo con temperatura exterior de 25°C 2,5 kWh/día

2. Dometic

Hoy en día, Dometic es el principal proveedor mundial de refrigeradores por absorción. La tecnología de absorción funciona silenciosamente sin Freón o partes móviles. Frigoríficos que no necesitan mantenimiento y no sufren desgastes.



Figura 2.5-2 Nevera Dometic

Datos técnicos	
Tecnología de refrigeración	Absorption
Tecnología de refrigeración	Absorption
Tecnología de refrigeración	Absorption
Desarrollado por	Electricity/Gas
Capacidad bruta (l)	146
Capacidad (l)	131
Capacidad (congelador) (l)	15
Altura (mm)	1176
Ancho (mm)	592
Profundidad (mm)	673
Peso (kg)	58
Consumo con temp. exterior a 25°C (kWh/24h)	2.2
Consumo gas (g/24h)	400
Potencia máxima, 230V (W)	195
Potencia máxima Propano 30mBar	400
Potencia máxima Propano 37mBar	400
Potencia máxima Propano 50mBar	370
Tensión (V)	120, 230, 240
Frecuencia (Hz)	50, 60

Tabla 2.5-1 Especificaciones nevera Dometic

- Funcionamiento a gas y electricidad
- Bandejas inoxidable
- 4 bandejas en la contrapuerta
- Luz interior
- Apertura de puerta intercambiable
- Tirador ergonómico
- Panel de control con selector de energía, termostato, encendido piezo-eléctrico y dispositivo de seguridad.

3. Junkers

Junkers es una empresa que desarrolla, fabrica y distribuye sistemas de calefacción, agua caliente sanitaria, soluciones solares, bombas de calor y aire acondicionado de primera calidad, producidos con los atributos de seguridad y respeto por el medio ambiente como prioridades.

- Capacidad total : 174 Litros 45,5 litros de congelador y 128,5 litros. de nevera.
- Consumo de gas 0,56 kg/24 h.
- Dimensiones 146x60x65 cm
- Muy silenciosos, sin motor
- Indicador de llama
- luz interior.
- Apertura de puertas intercambiable
- Analizador de atmosfera y válvula de seguridad
- Patas ajustables
- Aislamiento máximo

Frigoríficos de Gas



Figura 2.5-3 Nevera Junkers

4. Taver Instaclack

Es una empresa europea que fabrica los neveras de absorción.

	
<p>MODELO T171</p> <p>Volúmenes interiores (litros) Mueble.....160 Congelador.....20 Total.....180</p> <p>Dimensiones exteriores (mm) Altura..... 1180 Ancho..... 540 Fondo.....690</p> <p>Pesos Peso neto (Kg).....49 Peso bruto (Kg).....51</p> <p>Gas y presión Gasbutano/propano Presión (mbar).....28/37</p> <p>Consumos máximos Gas (g/h)..... 20,75 Eléctrico (W) 195</p> <p>Equipamiento Termostato gas..... si Piezo-encendido eléctrico si Indicador de llama..... si Luz interior..... si Tratamiento anti-oxido.....si</p> <p>Accesorios Estantes.....3 Cubitera1 Estantes puerta4</p> <p>Ensayos/Homologaciones Test Tropical (a 43°C*).....si Marca CE....99AR 181</p>	<p>MODELO T242</p> <p>Volúmenes interiores (litros) Mueble.....191 Congelador.....44 Total.....235</p> <p>Dimensiones exteriores (mm) Altura..... 1550 Ancho..... 540 Fondo.....690</p> <p>Pesos Peso neto (Kg).....57 Peso bruto (Kg).....59</p> <p>Gas y presión Gasbutano/propano Presión (mbar).....28/37</p> <p>Consumos máximos Gas (g/h)..... 28 Eléctrico (W) 220</p> <p>Equipamiento Termostato gas..... si Piezo-encendido eléctrico si Indicador de llama..... si Luz interior..... si Tratamiento anti-oxido..... si</p> <p>Accesorios Estantes.....4 Cubitera1 Estantes puerta4</p> <p>Ensayos/Homologaciones Test Tropical (a 43°C*).....si Marca CE....99AR 180</p>

Figura 2.5-4 Neveras Taver Instaclack

- Funciona con gas o electricidad. Gas Butano-Propano
- Eléctrico: A cualquier tipo de electricidad (a confirmar) previo pedido.
- Automático: Con termostato.
- Mínimo consumo de gas: 0,5 Kg. Gas/día mod. T171. Y 0,6 Kg/día mod. T242
- Inoxidable: Interior; exterior en acero zincado y plastificado PVC.
- Aislamiento: Con poliuretano inyectado formando un bloque compacto que resiste temperaturas de hasta 43°C (110°F).
- Mueble monoblock de gran solidez y larga duración. 3 años de garantía. La experiencia de más de 30 años con clientes satisfechos en todo el mundo son la mejor garantía.
- Certificado de examen CE de tipo N° 99AR180, mod. T171
- Certificado de examen CE de tipo N° 99AR181, mod. T242

5. Butsir

Esta empresa se dedica desde su inicio a la comercialización y venta de botellas para GLP y aparatos para el uso de dicho gas, tanto a nivel nacional como a nivel internacional, así como al envasado y venta de cargas de gas en las botellas de la marca Butsir, Flaga .

También fabrica neveras de absorción.



CAPACIDAD	TOTAL:	262,5	LITROS
CAPACIDAD	NEVERA:	203,5	LITROS
CAPACIDAD	CONGELADOR:	59	LITROS
TERMOSTATO:			MECÁNICO
DIMENSIONES (ALTO X ANCHO X FONDO): 160			
X	60	X	66 CM
TIPO DE GAS:	PROPANO / BUTANO		
FUENTE ENERGIA:	ELECTRICIDAD Y GAS		
ENCENDIDO	PIEZOELÉCTRICO		

Figura 2.5-5 Nevera Butsir

6. Kellec

Esta empresa se dedica desde su inicio a la comercialización y venta de botellas para GLP y



Figura 2.5-6 Nevera Kellec

- Frigorífico a gas butano
- Los frigoríficos de gas, o neveras de gas butano de Kellec funcionan a plena satisfacción y rendimiento con Butano (28 mbar)
- Los frigoríficos de gas butano de Kellec son los únicos equipados de serie con los accesorios necesarios para funcionar también con luz de 220 Voltios.
- Estos fabulosos frigoríficos a gas butano Modelo XCD275 son de 2 puertas.
- Los frigoríficos a gas butano de Kellec son los de mayor tamaño y capacidad entre sus competidores.
- La capacidad total de este frigorífico o nevera de gas butano supera los 250 litros
- 203 Litros el Frigorífico aproximadamente
- 60 Litros el Congelador aproximadamente
- Las medidas de estos frigoríficos o neveras de gas butano de Kellec son de:
Alto. 1.630 mm.
Ancho 600 mm.
Fondo 740 mm.

- Sus divisiones son espaciosas y funcionales, disponiendo de un cajón húmedo para la mejor conservación de frutas y verduras, así como de un apartado especial para botes
- La evaporación de estos frigoríficos de absorción y funcionamiento a través de gas butano es automática.
- Los pies deslizantes son de Nylon.
- Dispone de iluminación interna de leds de bajo consumo en la parte del frigorífico que funciona con pilas secas.
- Este frigorífico de gas butano está fabricado en poliestireno termoconformado y aislado térmicamente con poliuretano.
- Su encendido es automático (piezoeléctrico), y dispone de una válvula de seguridad.
- En esta primera serie de modelos XCD275 las puertas de estos frigoríficos de gas butano no son reversibles, es decir no admiten un cambio de sentido.
- El consumo de este frigorífico de gas butano es de 400 gramos GLP por cada 24 h.
- La garantía es proporcionada por el Servicio Técnico de Fabricante y es de dos años en piezas y mano de obra.

3. IMPLEMENTACIÓN DE COLECTORES SOLARES

[9][10][11][12]

En este apartado vamos a implementar unos colectores solares como fuente de energía térmica en el generador. Debido a la alta presión del sistema DAR, la temperatura máxima de salida del generador es de 215°C, muy por encima de un sistema de absorción convencional, por lo que los colectores solares deben llegar a una temperatura algo superior para que se produzca de el intercambio de calor de manera eficaz.

3.1 Clasificación de los colectores solares

Existen muchos tipos de colectores solares térmicos que, aunque en base tengan el mismo principio, tienen características diferentes. Por ello se pueden clasificar de muchas formas.

En función del aprovechamiento solar

De forma muy general, se puede realizar una primera clasificación de los colectores que pueden funcionar con energía solar global, que son en consecuencia “estacionarios”, y los colectores que únicamente funcionan con radiación solar directa, y que necesitan un sistema de seguimiento del recorrido del Sol a lo largo del día. A su vez, estos últimos colectores “seguidores” se subdividen en los que disponen de un único grado de libertad (absorbedores tubulares) y los que disponen de dos grados de libertad (absorbedores puntuales).

En función de la temperatura del fluido

Esta división tiene en cuenta las temperaturas a las que puede llegar el fluido transportador, y en consecuencia, las posibles aplicaciones que pueden aprovecharse de dichas temperaturas. Además, el tipo de fluido que se utilice determina el rango de temperaturas de operación del campo solar, lo que acaba por influir en la obtención del rendimiento del ciclo de potencia.

- Temperatura baja (30°C – 100°C). Este rango se consigue con colectores planos. Entre sus aplicaciones están las de calentamiento de aguas sanitarias y de piscinas, calefacción, secado, desalinización y destilación. Estos sistemas son en general híbridos ya que casi siempre son usados con apoyo de otros tipos de energía como la eléctrica, pues que la energía solar no siempre está disponible, lo que puede ocasionar un paro en el servicio que se ofrece.
- Temperatura media (100°C – 400°C). Se alcanzan con concentradores lineales o esféricos y se usan en procesos industriales (Industria láctea, procesamiento de

3.1 Clasificación de los colectores solares

residuos, etc.), así como en refrigeración, en procesos químicos (Producción de acetona) y de desalinización.

- Temperatura alta (400°C – 3000°C). Estas altas temperaturas se alcanzan gracias a los concentradores puntuales como los de discos parabólicos y los campos de heliostatos o centrales de torre. Se utilizan en centrales solares foto térmicas, fotovoltaicas y fotoquímicas, también en hornos solares para tratamientos térmicos e investigación de materiales.

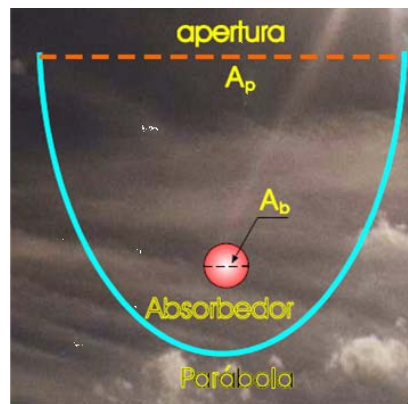
Los colectores que se encuentran en el rango de temperatura necesario del sistema DAR (215°C) son los colectores de temperatura media: concentradores lineales o esféricos.

Razón de concentración y ángulo de apertura

Para esta clasificación, hay que introducir un nuevo parámetro, el factor o razón de concentración, denotado por la letra “C” .

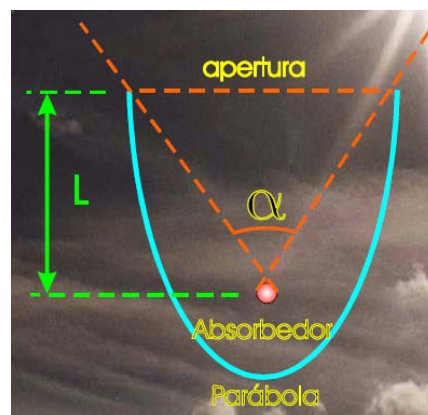
Antes de definirlo, hay que tener claros los dos elementos básicos dentro del colector, el concentrador y el receptor. El primero constituye el sistema óptico, y es la parte del colector que dirige la radiación sobre el receptor. Este es el elemento del sistema donde la radiación es absorbida y se convierte en otro tipo de energía. Por tanto, la razón de concentración superficial se define como el cociente del área de apertura del concentrador entre el área de absorción del receptor:

$$C = \frac{A_p}{A_b}$$



La apertura se define como el ángulo subtendido por el área del absorbedor y el área de apertura:

$$\alpha = \arcsen \frac{A_p}{2 \cdot L}$$



3.1 Clasificación de los colectores solares

- Cuanto mayor es la razón de concentración menor es el ángulo de apertura y viceversa
- Una razón de concentración muy grande genera altas temperaturas en el foco.
- Una apertura muy elevada implica un ángulo de aceptación solar muy grande.

aa3.2 Colectores concentradores

Para poder alcanzar mayores temperaturas en un colector, es necesario modificar el sistema de captación, de forma que se aumente la concentración. Esto se consigue en los colectores concentradores, que se pueden clasificar según dos características básicas: la geometría del absorbedor (concentración lineal o puntual) y la forma de la concentración (reflexión o refracción).

Aun teniendo en cuenta esta primera clasificación, todos ellos pueden concentrar la energía solar en un punto específico para conseguir temperaturas muy elevadas que pueden cubrir las aplicaciones industriales, tales como generación de electricidad.

A modo de resumen, se adjunta una tabla donde se muestran los diferentes colectores en función de la razón de concentración, se añaden además, el rango de temperaturas a las que se puede llegar:

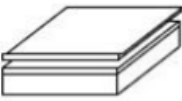




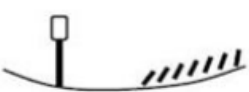
			Nombre	Croquis	Razón de concentración "C"	Rango Temperatura alcanzada [C°]
Seguidores	Estacionario	Absorbedor plano	Capatador plano de agua/aire		$C \leq 1$	$30 < T^a < 250$
			Tubos de vacío		$C \leq 1$	$50 < T^a < 200$
	Seguimiento a un eje	Absorbedores tubulares	Colector Parabólico Compuesto CPC		$1 < C < 15$	$70 < T^a < 300$
			Colector Cilíndrico Parabólico CCP		$15 < C < 40$	$70 < T^a < 350$
	Seguimiento a dos ejes	Absorbedores puntuales	Disco Parabólico		$100 < C < 1000$	$70 < T^a < 1500$
			Torre Central		$100 < C < 1500$	$150 < T^a < 1500$

Tabla 3.2-1 Clasificación en función del factor de concentración

3.3 Colector Cilíndrico Parabólico. CCP

El colector más apropiado para el sistema DAR es el colector cilíndrico parabólico. (CCP), tiene una temperatura máxima en condiciones óptimas de 350 - 400°C. En condiciones normales tendrá una temperatura inferior, pero por encima de 215°C en bastantes condiciones, que es lo que se busca con este tipo de colector, que la temperatura esté por encima de 215°C la mayoría del tiempo.

En el momento que la temperatura del colector baje de 215°C o la energía absorbida no sea suficiente el sistema DAR necesitará de otra fuente de energía térmica como puede ser cualquier combustible fósil. Por eso mismo el sistema DAR no puede ir solo equipado con colectores solares como su único sistema de energía, siempre necesitara otro sistema secundario para las horas nocturnas o si las condiciones no son favorables.

Una ventaja de este sistema de colectores solares como fuente de energía es que en el momento, época, que más calor hace (al mediodía, verano) y más se necesita refrigerar, es cuando más energía recibe el colector solar y por lo tanto más puede refrigerar el sistema DAR.

Existen muchos campos solares que utilizan esta tecnología como medio de generación de energía térmica y eléctrica, ejemplos de ellos son la Plataforma Solar de Almería Andasol 1 y Andasol 2. Es por ello que esta tecnología está más avanzada que los colectores parabólicos compuestos.

Los CCP's son captadores concentradores solares de foco lineal, que transforman la radiación solar directa en energía térmica, gracias al calentamiento de un fluido de trabajo que puede llegar hasta los 400°C en casos muy favorables. Por tanto, están englobados dentro de los colectores solares de media temperatura.

3.3 Colector Cilíndrico Parabólico. CCP

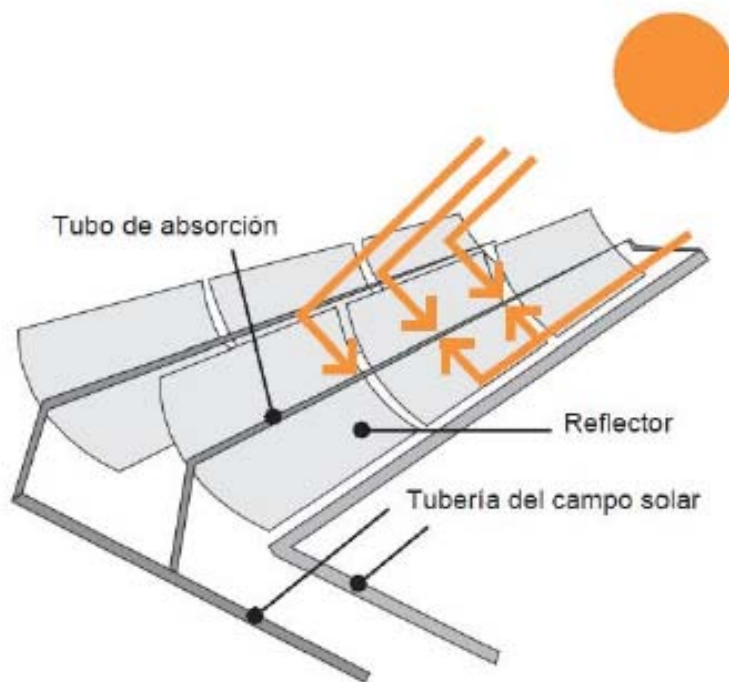


Figura 3.3-1 Colector cilíndrico parabólico

Componentes

En la *Figura 3.3-1* se pueden ver los elementos principales del conjunto del colector, de forma más detallada. Componentes:

- El reflector cilíndrico parabólico: su misión es la de reflejar y concentrar sobre el receptor la radiación solar directa incidente sobre la superficie. A grandes rasgos es un espejo curvo que forma en una de sus dimensiones una parábola, de forma que concentra sobre su línea focal toda la radiación reflejada. Entre los materiales usados para la reflexión, encontramos plásticos recubiertos con películas de plata o aluminio, chapas metálicas, o el más usado: vidrios sobre los que se depositan una capa de plata junto con un protector de base de cobre y pintura epoxi.
- El tubo de absorción o receptor: es un elemento fundamental en un CCP, pues el rendimiento global del colector depende en gran parte de la calidad termodinámica del absorbente. Puede constar de un solo tubo o de dos tubos concéntricos. En este último caso, el tubo interior es metálico de elevada absorptividad ($>90\%$) y de baja emisividad ($<30\%$) en el espectro infrarrojo, lo que se traduce en un elevado rendimiento térmico. Por otro lado, el tubo exterior es de cristal y tiene el objetivo de reducir las pérdidas térmicas por convección del tubo metálico, así como de protegerlo frente a las condiciones meteorológicas adversas. Ambos tubos suelen llevar un tratamiento para aumentar la transmisividad de la radiación solar, lo que causa un aumento del rendimiento óptico del colector.
- El sistema de seguimiento solar: El seguimiento del Sol se hace con el objetivo de aprovechar la mayor parte de horas posibles de luz, de forma que la radiación solar

3.3 Colector Cilíndrico Parabólico. CCP

llegue lo mas perpendicularmente posible al colector y se mantengan en el foco lineal continuamente. Los CCP's pueden tener seguimiento a dos ejes o a un único eje. Normalmente el seguimiento se realiza a un eje pues mecánicamente es más sencillo, esto implica menos costos y menores pérdidas térmicas por no haber tuberías pasivas. La orientación puede ser Norte-Sur o Este-Oeste. Los mecanismos de accionamiento que mueven al colector pueden ser eléctricos (apropiado para equipos pequeños), hidráulicos (para lazos de colectores) y mecánicos (reloj de pesas...).

3.4 Perdidas colector CCP

Son dos los parámetros básicos de un CCP: la razón de concentración geométrica (C) y el ángulo de aceptación (φ).

$$C = \frac{4 \cdot A}{L \cdot \pi \cdot D^2}$$

Siendo:

A = Área de apertura

L = Longitud del colector

D = Diámetro del tubo receptor

El ángulo de aceptación es el máximo ángulo que pueden formar dos rayos en un plano transversal a la apertura del colector, de forma que ambos rayos reflejados intercepten al tubo receptor en su reflexión.

Teóricamente, el valor de la razón de concentración está en torno a 220, pero en la práctica se encuentra alrededor de 20. Por otro lado, el ángulo de aceptación de los CCP's actuales es inferior a 1° , lo que se toma como límite para el error máximo que se puede cometer en el sistema de seguimiento solar. Y en cuanto a la temperatura, la temperatura ideal de trabajo se encuentra dentro del rango 150-400 °C.

Cuando la radiación solar alcanza la superficie de un colector parabólico, se pierde una cantidad importante de ella debido a diferentes factores. El total de las pérdidas se puede dividir en tres grupos, que de mayor a menor importancia se ordenan según: pérdidas ópticas, térmicas y geométricas.

- a) **Perdidas ópticas:** Son debidas a que los propios elementos del Colector no son perfectos. Estas imperfecciones provocan que solo una parte de la radiación solar directa que incide sobre la superficie del concentrador parabólico llegue al fluido que circula por el tubo receptor. Los cuatro parámetros que afectan a las pérdidas ópticas son:
 1. Reflectividad de la superficie del concentrador $\rightarrow \rho \pm 90 \%$. Los valores de la reflectividad disminuyen progresivamente según aumenta la suciedad en la superficie.
 2. Factor de interceptación $\rightarrow \gamma \pm 95\%$ se aplica este factor puesto que las imperfecciones de los espejos y los posibles errores de seguimiento solar, provocan que no todos los rayos reflejados intercepten al tubo absorbente.
 3. Transmisividad de la cubierta de cristal $\rightarrow \tau = 90-95 \%$ Una parte de la radiación solar reflejada por los espejos y que alcanza a la cubierta de

3.4 Perdidas colector CCP

cristal del tubo absorbedor, no es capaz de atravesarlo. La razón entre la radiación que pasa a través de la cubierta de cristal, y la radiación total incidente sobre ella, da la trasmisividad de esa cubierta de vidrio.

4. Absortividad $\rightarrow \alpha = 90-96\%$ Cuantifica la cantidad de radiación incidente sobre la superficie selectiva que esta puede absorber.

Se define como Rendimiento Óptico Pico del CCP, al producto de los cuatro parámetros descritos:

$$\eta_{opt.0^\circ} = \rho \cdot \gamma \cdot \tau \cdot \alpha$$

- b) Perdidas térmicas: Principalmente se encuentran asociadas a dos elementos del sistema, el tubo absorbedor y las tuberías de fluido térmico. Las perdidas asociadas están formadas por perdidas por conducción, por convección y por radiación de los diferentes medios que conforman el conjunto del tubo absorbedor, es decir, por el tubo metálico, la cubierta de cristal, y la atmosfera.

Aunque cada una de las perdidas asociadas se pueden calcular de forma independiente según las ecuaciones de transferencia de calor, en la práctica las perdidas térmicas totales Q_L se engloban en un único coeficiente global

$$U_L \left[\frac{W}{m^2_{abs} \cdot ^\circ C} \right]$$

$$Q_L = Q_{abs, radiación} + Q_{abs, convección/conducción} = U_{L,abs} \cdot \pi \cdot D \cdot L \cdot (T_{abs} - T_{amb})$$

T_{abs} = Temperatura media del tubo absorbente metálico.

T_{amb} = Temperatura ambiente.

D = Diámetro exterior del tubo metálico absorbente.

L = Longitud del tubo metálico absorbente.

El valor del coeficiente global de perdidas es un dato experimental que el fabricante facilita. Para un CCP con tubo absorbente de vacío es de unos 4

$$\left[\frac{W}{m^2_{abs} \cdot ^\circ C} \right] \text{ para temperaturas de entorno a los } 350^\circ C.$$

- c) Perdidas geométricas: Provocan la disminución del área efectiva de captación solar de los colectores. En un CCP se dividen en pérdidas debidas a la posición relativa de los colectores entre sí, los cuales se pueden dar sombra unos a otros; y las perdidas inherentes a cada colector, que son motivo del ángulo de incidencia, el cual provoca que en los extremos del colector haya una pérdida de superficie reflexiva útil.

En el caso del sistema dar las perdidas por la posición relativa de los

3.4 Perdidas colector CCP

colectores entre sí serán nulas, puesto que no será necesario un gran número de colectores para este sistema y no se harán sombra entre ellos.

$$S_e = L_r \cdot L_e = L_r \cdot F_m \cdot \tan(\theta)$$

S_e = El área perdida L_r = Lado recto de la parábola

F_m = Distancia media entre la superficie de la parábola y el receptor

θ = El ángulo de incidencia de la radiación solar directa

La existencia del ángulo de incidencia también afecta a los valores de la reflectividad, absorptividad y transmisividad, ya que estos parámetros presentan su valor máximo cuando el ángulo de incidencia es 0° . El modificador por ángulo de incidencia, K, es un parámetro que cuantifica el efecto del ángulo de incidencia en el rendimiento del colector.

3.5 Rendimiento de un colector CCP

Como consecuencia de todas las pérdidas ópticas, geométricas y térmicas que existen en un CCP, la energía térmica útil que da un CCP es menor que la que daría en condiciones ideales, cuando no existieran dichas pérdidas.

En un CCP se suelen definir tres rendimientos diferentes y un parámetro:

1. Rendimiento óptico con un ángulo de incidencia de 0° (rendimiento óptico pico): $\eta_{opt,0^\circ}$ = Tiene en cuenta todas las pérdidas para un ángulo de incidencia de 0° . Su valor viene dado por el producto de estos cuatro factores: reflectividad de los espejos, transmisividad del tubo de vidrio, factor de interceptación (que tiene en cuenta la parte de radiación reflejada que por cualquier causa no alcanza el absorbente) y absorptividad de la superficie selectiva que recubre el tubo metálico absorbente.
2. Rendimiento térmico, η_{th} = Considera todas las pérdidas térmicas que tienen lugar en el colector.
3. Modificador por ángulo de incidencia, $K \rightarrow$ Considera todas las pérdidas ópticas y geométricas que tienen lugar en el colector para un ángulo de incidencia $\theta \neq 0^\circ$ y que no se tienen en cuenta $\eta_{opt,0^\circ}$ (pérdidas geométricas de final de colector, bloqueo de la radiación concentrada por parte de los soportes del tubo absorbente e influencia del ángulo de incidencia en la absorptividad y transmisividad del tubo absorbente, y en la reflectividad de los espejos).
4. Rendimiento global η_{global} = Considera todas las pérdidas, tanto ópticas como geométricas y térmicas, que tienen lugar en el colector.
La energía térmica útil suministrada por el colector viene dada, en términos de incremento entálpico que experimenta el fluido de trabajo en el colector:

$$Q_{\text{útil}} = F_m \cdot (h_{\text{sal}} - h_{\text{ent}})$$

$Q_{\text{útil}}$ = Energía térmica útil suministrada por el colector (W)

F_m = Caudal másico del fluido de trabajo (kg/s)

h_{ent} = Entalpía del fluido de trabajo a la entrada al colector (J/kg)

h_{sal} = Entalpía del fluido de trabajo a la salida del colector (J/kg)

Q_{sol} = Energía recibida del Sol

El rendimiento global del colector viene dado como el cociente entre la energía térmica útil suministrada por el colector y la energía solar incidente sobre el colector:

3.5 Rendimiento de un colector CCP

$$\eta_{global} = \frac{Q_{\acute{u}til}}{Q_{sol}}$$

3.6 Ventajas y contras

La ventaja de colocar colectores solares al sistema DAR es la reducción del combustible fósil a utilizar en el generador.

La ventaja de los colectores solares es que los días de más calor y más necesitamos refrigerar, que es cuando más calor tenemos que aportar al generador, es cuando más radiación incide sobre los colectores solares, y más energía aportan al sistema, por lo que ahorramos más cantidad de combustible.

Otra ventaja de los CCP, que por eso son los escogidos para utilizarlos en el sistema DAR, es que tienen una razón de concentración lo suficientemente elevada para que la temperatura máxima sea de 350 - 400 °C. Esta temperatura, que es bastante más elevada que la que necesita el sistema DAR en el generador, se alcanza en el punto óptimo de funcionamiento del colector. Pero al tener tanto margen con la temperatura que necesitamos en el generador (215°C), el colector puede seguir aportando energía al sistema aunque no se encuentre en el punto óptimo, y de esta manera aprovechar la energía solar más horas al día.

Las desventajas de utilizar este colector como fuente de energía en un sistema DAR son varias. La causa por la cual ha sido este colector el elegido, y no otro más sencillo sin sistema de seguimiento, es porque la temperatura máxima del generador es de 215 °C, por encima de las temperaturas a las que trabajan los colectores estacionarios. Este colector cumple este requisito de temperatura, pero por contra necesita de un sistema de seguimiento, este puede ser eléctrico (apropiado para equipos pequeños), hidráulico (para lazos de colectores) o mecánico (reloj de pesas...). Este sistema de seguimiento además de encarecer el colector lo hace dependiente de otra fuente de energía, eliminado de esta manera la principal ventaja del sistema DAR que solo necesita energía térmica para funcionar.

Otra desventaja de utilizar CCP's en el sistema DAR, es que la utilización principal de estos colectores es para grandes industrias o grandes plantas de producción de electricidad, por lo que los CCP's suelen ser de varios kilowatios de potencia y dependiendo para que queramos utilizar el sistema DAR esa potencia será demasiada para el sistema y estaremos desaprovechando energía. En caso de uso doméstico la energía sobrante se puede utilizar para ACS, calefacción o cocina solar.

Bibliografía:

- [1]: *Estudio experimental de un sistema de refrigeración por absorción operando a cargas parciales.*
Autor: Alejandro Zacarias Santiago
Ignacio Carvajal Mariscal
- [2]: *Integración de un refrigerador por absorción doméstico a un sistema de energía solar.*
Autor: César A. Isaza R.
Instituto de Energía y Termodinámica
Universidad Pontificia Bolivariana
- [3]: *Estudio del proceso de absorción con amoníaco-agua en intercambiadores de placas para equipos de refrigeración por absorción*
Autor: Jesús Cerezo Román
Alberto Coronas Salcedo
Mahmoud Bourouis
Universitat Rovira i Virgili
- [4] *Estudio comparativo entre una instalación de refrigeración por compresión y una instalación de refrigeración solar para la climatización en verano de una vivienda unifamiliar situada en Cunit (Tarragona)*
Autor: Jaime Bellés Castaño
Jaume Miquel Masalles
- [5]: *Frío Industrial y Aire Acondicionado (I.T.I.)*
Autor: Carlos J. Renedo
Inmaculada Fernández

Departamento: Ingeniería Eléctrica y Energética

Area: Máquinas y Motores Térmico

Universidad de Cantabria
- [6]: *Intercambiadores de calor*
Autor: O. A. Jaramillo

Centro de Investigación en Energía.
Universidad Nacional Autónoma de México

Bibliografía

- [7]: *Intercambiadores de calor*

https://www5.uva.es/guia_docente/uploads/2011/447/42501/1/Documento15.pdf

- [8]: *The Influence of the Generator and Bubble Pump Configuration on the Performance of Diffusion Absorption. Refrigeration (DAR) System*

Autor: A. Zohar
 M. Jelinek
 A. Levy
 I. Borde

- [9]: *Coletores de concentración*

<http://thales.cica.es/rd/Recursos/rd99/ed99-0226-01/capitulo6.html#3a22>

- [10]: *Diseño de captador solar cilíndrico parabólico para aplicaciones rurales en Paraguay*

Autor: Carmen Paredes Blanco
Dpto. de Física Aplicada a los Recursos Naturales

- [11]: *Sistemas de concentración de energía solar*

Autor: Alfredo Peña Díaz

Universidad de Los Andes, Santafé de Bogotá D.C., Colombia

- [12]: *Tecnología de concentración solar: LA segunda oportunidad*

Autor: Félix Téllez
 Eduardo Zarza
 Diego Martinez

Plataforma Solar de Almería-CIEMAT

ANEJOS

Anejo 1- EES - Experimento 1

A continuación todo lo que está escrito en el archivo del EES para la realización con los valores del experimento 1:

"ciclo DAR"

"Nombre del documento:

The Influence of the Generator and Bubble Pump Configuration on the Performance of Diffusion Absorption Refrigeration (DAR) System

Autores:

A. Zohar, M. Jelinek, A. Levy y I. Borde"

EER=Q_evap/Q_gen

"Generador"

{m12=1 "Base de calculo"}

{P=25}

P12=P

CALL NH3H2O(123;T12; P12; x12: T_12; P_12; x_12; h_12; s_12; u_12; v_12;Qu_12)

P14=P

Qu14=1

CALL NH3H2O(238; P14;x14; Qu14: T_14; P_14; x_14; h_14; s_14; u_14; v_14;Qu_14)

P13=P

CALL NH3H2O(234;P13; x13;h13: T_13; P_13; x_13; h_13; s_13; u_13; v_13;Qu_13)

"balance materia"

m12=m14+m13

m12*x12=m14*x_14+m13*x13

"balance energía"

m12*h_12+Q_gen=m14*h_14+m13*h13

"Rectificador"

P_1=P

h_1=Enthalpy(Ammonia;T=T_1;P=P_1)

Qu_1=Quality(Ammonia;T=T_1;P=P_1)

T_15=T_1-2 "Algo inferior a T_1"

P_15=P

h_15=Enthalpy(water;T=T_15;P=P_15)

Anejo 1 - EES - Experimento 1

"balance materia"

$$m_{14}=m_{15}+m_1$$

$$m_{14} \cdot x_{14}=m_1$$

"balance energía"

$$m_{14} \cdot h_{14} + Q_{\text{rect}} = m_{15} \cdot h_{15} + m_1 \cdot h_1$$

"Condensador"

{T_2=55+273 "Líquido subenfriado para asegurar condensación"}

$$P_2=P$$

$$h_2=\text{Enthalpy}(\text{Ammonia}; T=T_2; P=P_2)$$

$$T_{\text{sat_NH3}}=T_{\text{sat}}(\text{Ammonia}; P=P)$$

"balance materia"

$$m_1=m_2$$

"balance energía"

$$m_1 \cdot h_1 + Q_{\text{cond}} = m_2 \cdot h_2$$

"Mezclador $m_{13}+m_{15}=m_{16}$ "

$$P_{16}=P$$

$$\text{CALL NH3H2O}(123; T_{16}; P_{16}; x_{16}; T_{16}; P_{16}; x_{16}; h_{16}; s_{16}; u_{16}; v_{16}; Qu_{16})$$

"balance materia"

$$m_{13}+m_{15}=m_{16}$$

$$m_{13} \cdot x_{13}=m_{16} \cdot x_{16}$$

"balance energía"

$$m_{13} \cdot h_{13} + m_{15} \cdot h_{15} = m_{16} \cdot h_{16}$$

"Intercambiador líquidos"

$$P_{11}=P$$

$$x_{11}=x_{12}$$

$$\text{CALL NH3H2O}(123; T_{11}; P_{11}; x_{11}; T_{11}; P_{11}; x_{11}; h_{11}; s_{11}; u_{11}; v_{11}; Qu_{11})$$

$$P_7=P$$

$$x_7=x_{16}$$

$$\text{CALL NH3H2O}(234; P_7; x_7; h_7; T_7; P_7; x_7; h_7; s_7; u_7; v_7; Qu_7)$$

"balance materia"

$$m_{11}=m_{12}$$

$$m_{16}=m_7$$

"balance energía"

$$m_{11} \cdot (h_{12} - h_{11}) = m_{16} \cdot (h_{16} - h_7)$$

"Tanque y absorbedor"

$P_{sat_NH3} = P_{sat}(Ammonia; T=T_8)$ "La presión parcial del NH3 en la corriente m8 debe ser menor a este valor para asegurarnos que esta en fase gas."
 $x8 = x8_molar * 17 / (x8_molar * 17 + (1 - x8_molar) * 2)$ "fracción molar de NH3, necesaria para saber la presión parcial, que es necesaria para evitar que el amoniaco se vuelva a condensar y expulse calor."

"Balance materia tanque y absorbedor"

$\{m11 * x_{11} = m8 * x8 + m7 * x7$ "Amoniaco" "Eliminamos esta ecuación al dar el valor de $x8_molar$, para minimizar la corriente m8. Al resolver el sistema quitando esta ecuación encuentra un unico resultado al problema, y además esta ecuación se sigue cumpliendo."
 $\{m11 * (1 - x11) = m17 * (1 - x7)$ "agua" "Sobra, al cerrar el ciclo los valores de los parametros de esta ecuación ya los sabemos todos. Al resolver comprobamos que se cumple la ecuación"
 $\{m8 * (1 - x8) = m5 * H2$ }

"Balance energía"

$h_8 * m8 + h7 * m7 + Q_{abs} = h_5 * m5 + h_{11} * m11$

"Intercambiador gases y evaporadores"

$P8_NH3 = P * x8_molar$
 $P8_H2 = P - P8_NH3$
 $h8_NH3 = Enthalpy(Ammonia; T=T_8; P=P8_NH3)$
 $h8_H2 = Enthalpy(Hydrogen; T=T_8; P=P8_H2)$
 $h_8 = x8 * h8_NH3 + (1 - x8) * h8_H2$

$P_5 = P$
 $h_5 = Enthalpy(Hydrogen; T=T_5; P=P_5)$

"Balance MATERIA"

$m8 = m5 + m2$
 $m8 * x8 = m2$

"Balance energía"

$m2 * h_2 + m5 * h_5 + Q_{evap} = m8 * h_8$

"Tanque"

Anejo 1 - EES - Experimento 1

$P_9 = P$
 $T_9 = T_{11}$
 $x_9 = x_{11}$ "Solución rica"
 CALL NH3H2O(123;T9; P9; x9: T_9; P_9; x_9; h_9; s_9; u_9; v_9;Qu_9)

$x_{10_molar} = (x_{10}/17) / (((1-x_{10})/2) + x_{10}/17)$
 $P_{10} = P$
 $P_{10_NH3} = P * x_{10_molar}$
 $P_{10_H2} = P * (1 - x_{10_molar})$
 $h_{10_NH3} = \text{Enthalpy}(\text{Ammonia}; T = T_{10}; P = P_{10_NH3})$
 $h_{10_H2} = \text{Enthalpy}(\text{Hydrogen}; T = T_{10}; P = P_{10_H2})$
 $h_{10} = x_{10} * h_{10_NH3} + (1 - x_{10}) * h_{10_H2}$

"Balance materia"

$m_8 * x_8 + m_9 * x_9 = m_{11} * x_{11} + m_{10} * x_{10}$ "amoniaco"
 $m_9 * (1 - x_9) = m_{11} * (1 - x_{11})$ "Agua"
 $m_8 * (1 - x_8) = m_{10} * (1 - x_{10})$ "H2"

"Balance energía"

$h_8 * m_8 + h_9 * m_9 = m_{10} * h_{10} + m_{11} * h_{11}$

"Absorbedor"

"Las ecuaciones del absorbedor solo sirven para comprobar si es sistema se ha resuelto correctamente. Puesto que si las pusiera en el programa a resolver estaría sobreespecificado."

"Balance materia"

$m_5 - m_{10} * (1 - x_{10}) = R_1$ "H2"
 $m_7 * x_7 + m_{10} * x_{10} - m_9 * x_9 = R_2$ "NH3"
 $m_7 * (1 - x_7) - m_9 * (1 - x_9) = R_3$ "Agua"

"Balance energía"

$m_7 * h_7 + m_{10} * h_{10} + Q_{abs} - m_5 * h_5 - m_9 * h_9 = R_4$

"Punto intermedia de los dos evaporadores"

"Como el rango de evaporación va de -32°C a 5°C elijo una temperatura intermedia como salida del evaporador de baja temperatura, -13,5°C"
 "Al punto intermedio lo llamo m6"

$T_6 = (T_{evaporacion} + 273 + T_8) / 2$

$P_{6_NH3} = P_{sat}(\text{Ammonia}; T = T_6)$ "El amoniaco esta en el punto de saturación (parte gas parte líquido), por eso su presión parcial es la presión de saturación"
 $P_{6_H2} = P - P_{6_NH3}$
 $h_{6_NH3} = \text{Enthalpy}(\text{Ammonia}; T = T_6; x = Qu_{6NH3})$ "Qu_6NH3 es la fracción de gas del amoniaco (sin tener en cuenta el H2) en la corriente 6"
 $h_{6_H2} = \text{Enthalpy}(\text{Hydrogen}; T = T_6; P = P_{6_H2})$
 $h_6 = x_{6_NH3} * h_{6_NH3} + (1 - x_{6_NH3}) * h_{6_H2}$

$P_3 = P$

$h_3 = \text{Enthalpy}(\text{Ammonia}; T = T_3; P = P_3)$

$P_4 = P$

$T_4 = T_3 - (T_2 - T_5) / 2$ "Reduzco la diferencia de temperaturas a la entrada (11°) a la mitad."

Anejo 1 - EES - Experimento 1

$h_4 = \text{Enthalpy}(\text{Hydrogen}; T=T_4; P=P_4)$
 $T_4 = T_6$

$x_{\text{evap1}} = Q_{\text{evap1}} / Q_{\text{evap}}$
 $Q_{\text{evap2}} = Q_{\text{evap}} - Q_{\text{evap1}}$

"Balance materia"

$m_6 = m_8$
 $m_3 = m_2$
 $m_4 = m_5$
 $x_6_{\text{NH3}} = x_8$

"Balance energía"

$(h_2 - h_3) \cdot m_2 + (h_5 - h_4) \cdot m_5 + Q_{\text{evap1}} = m_6 \cdot (h_8 - h_6)$

"Valores para la tabla y relaciones de las corrientes con las de la bibliografía"

"Corriente m1, equivalente a m2. Composición: NH3 gas"

$m[1] = m_1$
 $T[1] = T_1 - 273$
 $P[1] = P_1$
 $h[1] = h_1$

"Corriente m2, equivalente a m3. Composición: NH3 líquido"

$m[2] = m_2$
 $T[2] = T_2 - 273$
 $P[2] = P_2$
 $h[2] = h_2$

"Corriente m3, intermedia entre los dos evaporadores. Composición: NH3 líquido"

$m[3] = m_3$
 $T[3] = T_3 - 273$
 $P[3] = P_3$
 $h[3] = h_3$

"Corriente m4, intermedia entre los dos evaporadores. Composición: H2"

$m[4] = m_4$
 $T[4] = T_4 - 273$
 $P[4] = P_4$
 $h[4] = h_4$

"Corriente m5, equivalente a m5a. Composición: H2"

$m[5] = m_5$
 $T[5] = T_5 - 273$
 $P[5] = P_5$
 $h[5] = h_5$

"Corriente m6. Composición: NH3 (gas y líquido) y H2"

$m[6] = m_6$
 $T[6] = T_6 - 273$
 $P_{\text{NH3}}[6] = P_6_{\text{NH3}}$
 $P_{\text{H2}}[6] = P_6_{\text{H2}}$
 $h[6] = h_6$
 $Q_u[6] = Q_u_6_{\text{NH3}}$
 $x[6] = x_6_{\text{NH3}}$

"Corriente m7, equivalente a m8. Composicion: NH3 líquido y agua"

m[7]=m7
T[7]=T_7-273
P[7]=P_7
h[7]=h_7
x[7]=x7
Qu[7]=Qu_7

"Corriente m8, equivalente a m5b. Composicion: NH3 gas y H2"

m[8]=m8
T[8]=T_8-273
P_NH3[8]=P8_NH3
P_H2[8]=P8_H2
h[8]=h_8
x[8]=x8

"Corriente m9, equivalente a m10l. Composicion: NH3 líquido y Agua"

m[9]=m9
T[9]=T_9-273
P[9]=P_9
h[9]=h_9
x[9]=x9

"Corriente m10, equivalente a m10g. Composicion: NH3 gas y H2"

m[10]=m10
T[10]=T_10-273
P_NH3[10]=P10_NH3
P_H2[10]=P10_H2
h[10]=h_10

"Corriente m11, equivalente a m6. Composicion: NH3 líquido y Agua"

m[11]=m11
T[11]=T11-273
P[11]=P_11
h[11]=h_11
x[11]=x11
Qu[11]=Qu_11

"Corriente m12, equivalente a m7a. Composicion: NH3 líquido y Agua"

m[12]=m12
T[12]=T_12-273
P[12]=P_12
h[12]=h_12
x[12]=x12
Qu[12]=Qu_12

"Corriente m13, equivalente a m1b. Composicion: NH3 y Agua"

m[13]=m13
T[13]=T_13-273
P[13]=P_13
h[13]=h_13
x[13]=x13
Qu[13]=Qu_13

"Corriente m14, equivalente a m1cg. Composicion: NH3 gas y vapor de agua"

m[14]=m14
T[14]=T_14-273
P[14]=P_14
h[14]=h_14

Anejo 1 - EES - Experimento 1

```
x[14]=x_14
Qu[14]=Qu_14
```

"Corriente m15, equivalente a m1d. Composicion: Agua líquido"

```
m[15]=m15
T[15]=T_15-273
P[15]=P_15
h[15]=h_15
```

"Corriente m16, equivalente a m7b. Composicion: NH3 líquido y agua"

```
m[16]=m16
T[16]=T16-273
P[16]=P_16
h[16]=h_16
x[16]=x_16
Qu[16]=Qu_16
```

"Energias"

```
Q[1]=Q_evap
Q[2]=Q_evap1
Q[3]=Q_evap2
Q[4]=Q_gen
Q[5]=Q_rect
Q[6]=Q_cond
Q[7]=Q_abs
```

Los datos de las corrientes están guardados en vectores:

EES Commercial: C:\Users\Familia\Asier\universidad\Proyecto superior\Asier DAR\EES\Ciclo DAR Configuracion 1 Hidrogeno.EES - [Arrays Table]										
File	Edit	Search	Options	Calculate	Tables	Plots	Windows	Help	Examples	
Main										
Sort	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	h_i [kJ/kg]	m_i [kg/s]	P_i [bar]	T_i [°C]	$P_{H2,i}$ [bar]	$P_{NH3,i}$ [bar]	$Q_{u,i}$	x_i	Q_i [kW]	P_i
[1]	1535	0,2222	25	70					114	
[2]	465,3	0,2222	25	55					56,99	
[3]	159,5	0,2222		-9					56,99	25
[4]	3347	0,1917	25	-16,5					819,5	
[5]	4156	0,1917	25	40					-385,1	
[6]	1773	0,4139		-16,5	22,8	2,201	0,222	0,5368	-237,6	
[7]	210,1	0,7778	25	65,92			-0,001	0,1	-310,7	
[8]	2450	0,4139		0	22	3		0,5368		
[9]	70,08	1	25	60				0,3		
[10]	2450	0,4139		-0,000002484	22	3				
[11]	70,08	1	25	60			-0,001	0,3		
[12]	456,4	1	25	145			-0,001	0,3		
[13]	805,8	0,6296	25	194,3			0,02642	0,1235		
[14]	2075	0,3704	25	183			1	0,6		
[15]	286	0,1481	25	68						
[16]	706,8	0,7778	25	180			-0,001	0,1		

Para ver la relación del EER con las distintas variables del proceso he realizado diferentes tablas.

Relación EER con la temperatura de salida del evaporador (T_8)

He variado la temperatura de salida del evaporador desde -8°C hasta 20°C. No he podido bajar más la temperatura de salida porque sino no salía evaporado todo el amoniaco y los balances no cerraban bien.

T_8	EER
-8,00	0,107
-7,28	0,110
-6,56	0,113
-5,85	0,116
-5,13	0,119
-4,41	0,121
-3,69	0,124
-2,97	0,127
-2,26	0,130
-1,54	0,133
-0,82	0,136
-0,10	0,139
0,62	0,142
1,33	0,144
2,05	0,147
2,77	0,150
3,49	0,153
4,21	0,156
4,92	0,159

5,64	0,162
6,36	0,165
7,08	0,167
7,80	0,170
8,51	0,173
9,23	0,176
9,95	0,179
10,67	0,182
11,38	0,185
12,10	0,188
12,82	0,190
13,54	0,193
14,26	0,196
14,97	0,199
15,69	0,202
16,41	0,205
17,13	0,208
17,85	0,210
18,56	0,213
19,28	0,216
20,00	0,219

Tabla Anejo 1-1 Relación EER con la temperatura de salida del evaporador

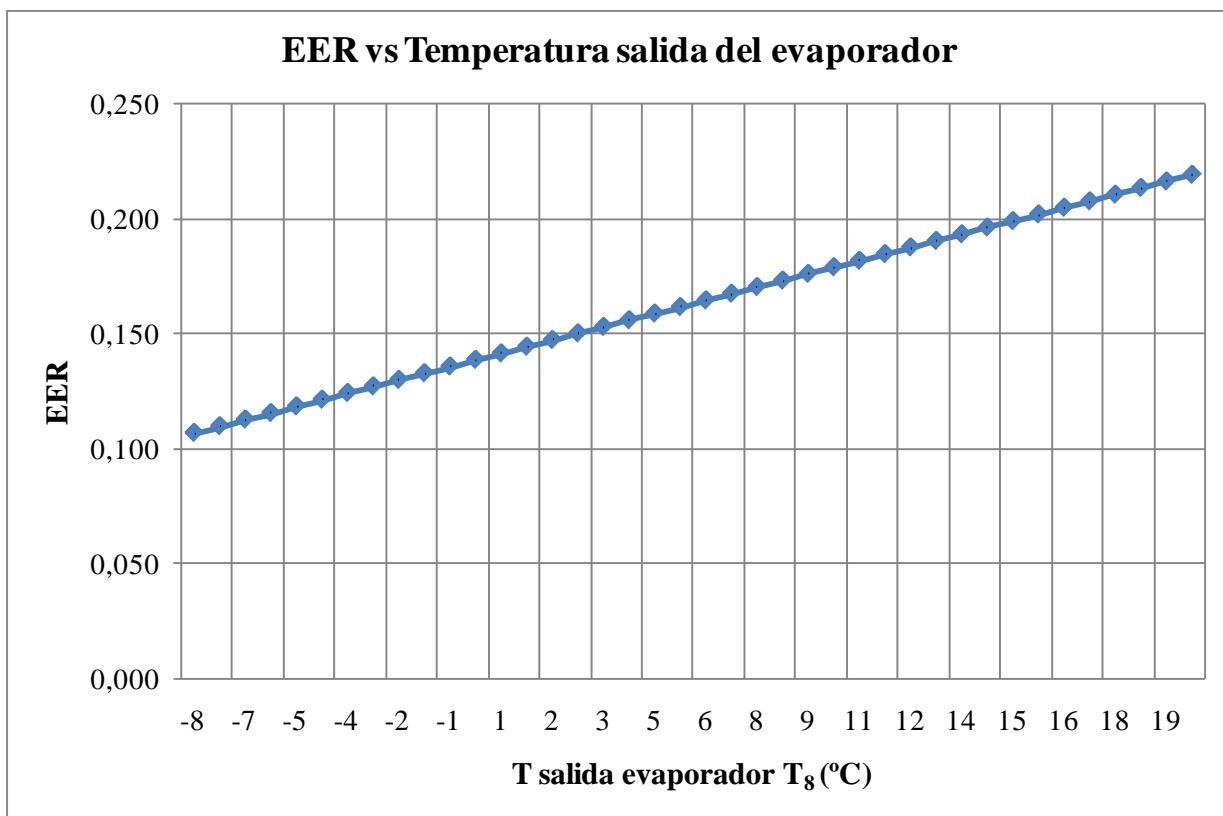


Figura Anejo1-1 Gráfica EER vs Temperatura salida evaporador

El EER aumenta al aumentar la temperatura de salida del evaporador. Esto es debido a que se puede absorber más energía en el evaporador. Al salir más caliente la corriente la entalpía es mayor y por tanto se absorbe más calor en el absorbedor. El inconveniente es que habrá que refrigerar más el absorbedor.

Relación EER con la fracción molar de amoníaco en el evaporador (x_8 molar)

He variado la temperatura y la fracción de amoníaco en el evaporador. No he podido aumentar más la fracción de amoníaco porque sino no se evaporaba todo el amoníaco y los balances no cerraban bien. Para eso habría que aumentar la temperatura de salida del evaporador a la vez que la fracción de amoníaco.

La fracción de amoníaco es una fracción molar.

EER	x_8 molar
0,013	0,065
0,023	0,067
0,033	0,070

0,041	0,072
0,049	0,075
0,057	0,077
0,064	0,080

Anejo 1 - EES - Experimento 1

0,071	0,082
0,077	0,084
0,083	0,087
0,089	0,089
0,094	0,092
0,099	0,094
0,104	0,097
0,108	0,099
0,113	0,102
0,117	0,104
0,120	0,106
0,124	0,109
0,128	0,111
0,131	0,114
0,134	0,116
0,137	0,119
0,140	0,121
0,143	0,124

0,146	0,126
0,149	0,128
0,151	0,131
0,153	0,133
0,156	0,136
0,158	0,138
0,160	0,141
0,162	0,143
0,164	0,145
0,166	0,148
0,168	0,150
0,170	0,153
0,171	0,155
0,173	0,158
0,175	0,160

Tabla Anejo 1-2 Relación EER con la fracción molar de amoniaco en el evaporador

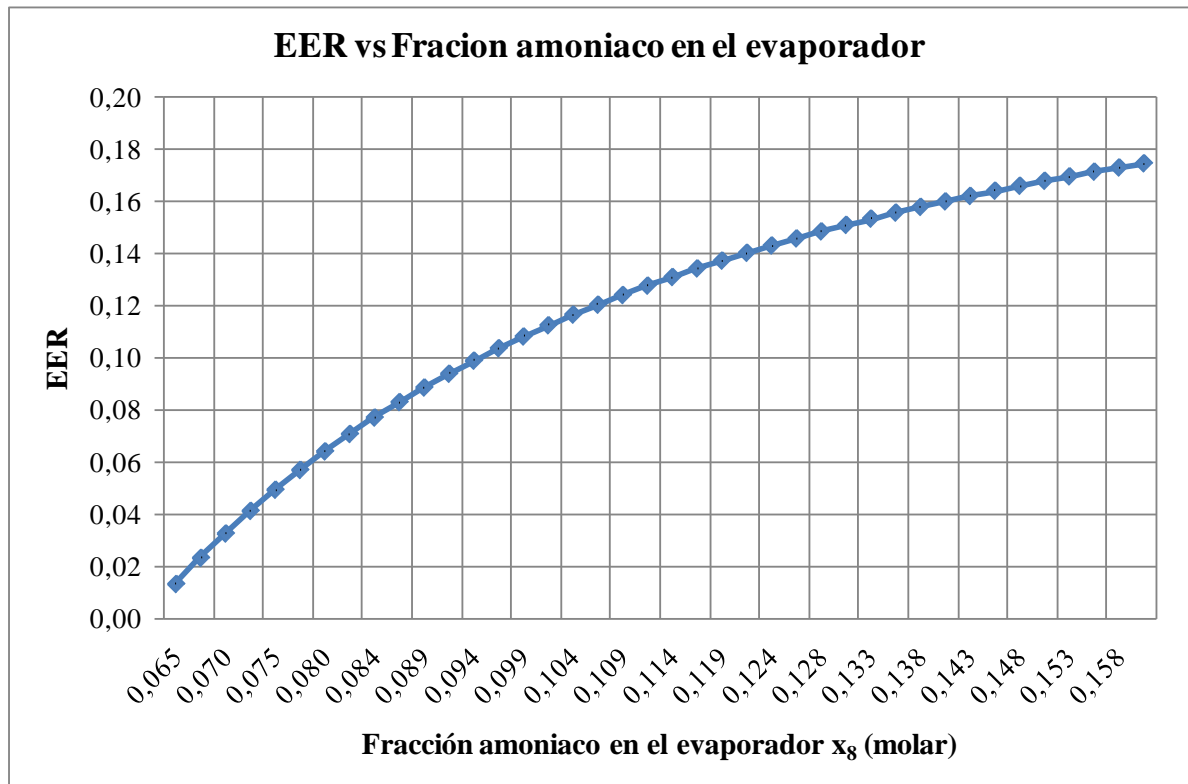


Figura Anejo 1-2 Gráfica EER vs Fracción molar amoniaco en el evaporador

El EER aumenta al aumentar la fracción de amoniaco en el evaporador. Esto se debe a que al evaporar más amoniaco se absorbe más energía y el EER aumenta. La fracción de amoniaco con viene que sea alta pero esto depende de la temperatura de salida del evaporador. Porque si queremos introducir una fracción alta de amoniaco la temperatura de salida del evaporador debe ser lo suficientemente elevada para que pueda evaporar todo el amoniaco.

Relación EER con la fracción másica de amoniaco en la corriente rica (x_{12})

He variado la temperatura la fracción másica de amoniaco en la corriente rica para ver la relación que tiene con el EER.

x_{12} másica	EER		
0,200	0,115	0,346	0,159
0,208	0,117	0,354	0,163
0,215	0,120	0,362	0,167
0,223	0,122	0,369	0,171
0,231	0,125	0,377	0,175
0,239	0,127	0,385	0,179
0,246	0,129	0,392	0,183
0,254	0,130	0,400	0,187
0,262	0,132	0,408	0,191
0,269	0,134	0,415	0,194
0,277	0,135	0,423	0,198
0,285	0,136	0,431	0,202
0,292	0,138	0,439	0,205
0,300	0,139	0,446	0,209
0,308	0,140	0,454	0,213
0,315	0,142	0,462	0,216
0,323	0,147	0,469	0,220
0,331	0,151	0,477	0,223
0,339	0,155	0,485	0,226
		0,492	0,230
		0,500	0,233

Tabla Anejo 1-3 Relación EER con la fracción másica de amoniaco en la corriente rica

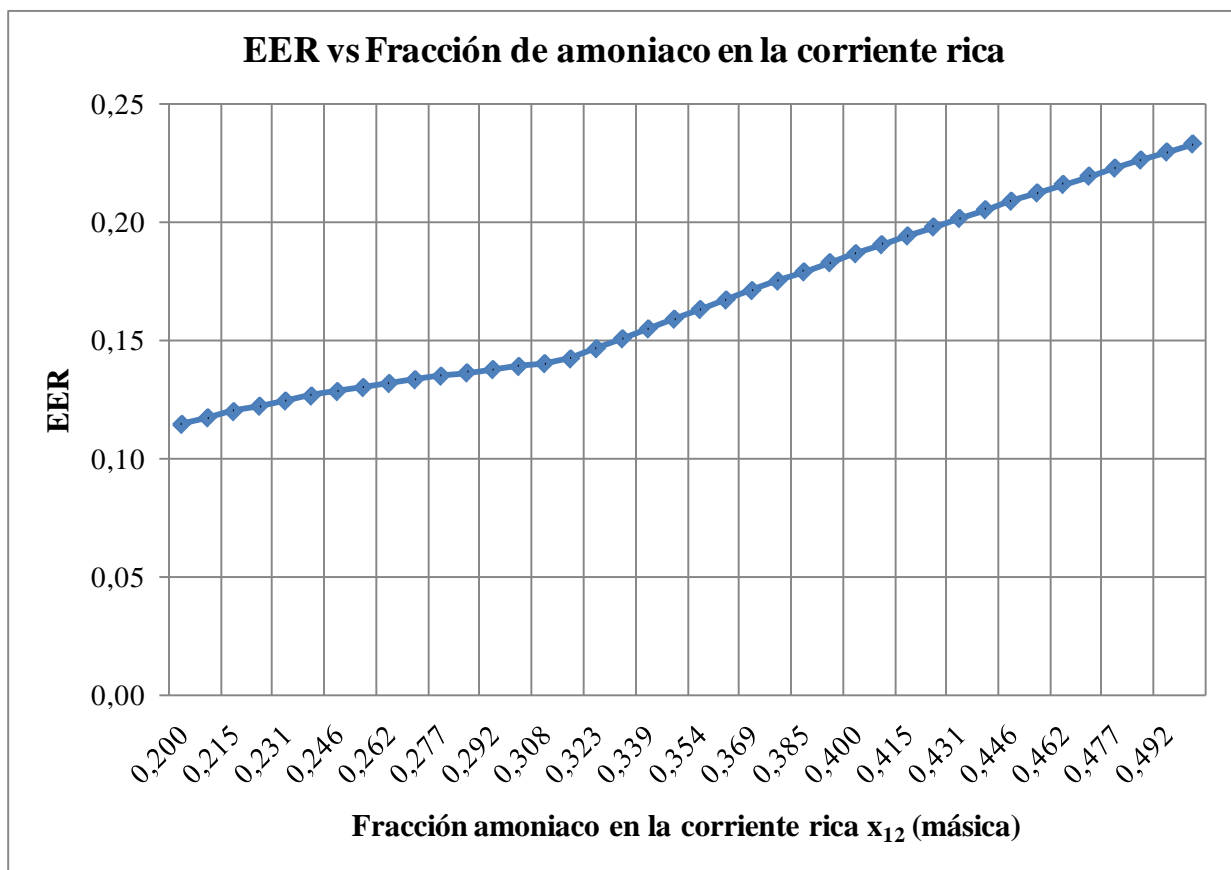


Figura Anejo 1-3 Gráfica EER vs Fracción másica amoniaco en la corriente rica

Al aumentar la fracción de amoniaco en la corriente rica aumenta el EER. Esto es debido a que el calor aportado en el generador es mejor aprovechado, se evapora más amoniaco por la misma cantidad de calor suministrado si aumentamos la fracción de amoniaco en la corriente de entrada al generador.

Según se ve parece que lo mejor es poner una fracción muy alta de amoniaco en la corriente rica para aumentar el EER. Pero esta fracción se ve limitada por las condiciones y el diseño del absorbedor. Puede que se necesite un absorbedor muy grande o caro para conseguir esta fracción de amoniaco, o una refrigeración que este fuera de nuestro alcance en las condiciones de operación.

Anejo 2 - EES - Experimento 2

A continuación todo lo que está escrito en el archivo del EES para la realización con los valores del experimento 2:

"ciclo DAR"

"Nombre del documento:

The Influence of the Generator and Bubble Pump Configuration on the Performance of Diffusion Absorption Refrigeration (DAR) System

Autores:

A. Zohar, M. Jelinek, A. Levy y I. Borde"

EER=Q_evap/Q_gen

"Generador"

{m12=1 "Base de calculo"}

{P=25}

P12=P

CALL NH3H2O(123;T12; P12; x12: T_12; P_12; x_12; h_12; s_12; u_12; v_12;Qu_12)

P14=P

Qu14=1"Solo vapor, esta en equilibrio porque se acaba de evaporar"

CALL NH3H2O(238; P14;x14; Qu14: T_14; P_14; x_14; h_14; s_14; u_14; v_14;Qu_14)

P13=P

CALL NH3H2O(234;P13; x13;h13: T_13; P_13; x_13; h_13; s_13; u_13; v_13;Qu_13)

"balance materia"

m12=m14+m13

m12*x12=m14*x_14+m13*x13

"balance energía"

m12*h_12+Q_gen=m14*h_14+m13*h13

"Rectificador"

P_1=P

h_1=Enthalpy(Ammonia;T=T_1;P=P_1)

Qu_1=Quality(Ammonia;T=T_1;P=P_1)

T_15=T_1-2 "Algo inferior a T_1"

P_15=P

h_15=Enthalpy(water;T=T_15;P=P_15)

"balance materia"

m14=m15+m1

m14*x_14=m1

"balance energía"

$$m_{14} \cdot h_{14} + Q_{\text{rect}} = m_{15} \cdot h_{15} + m_1 \cdot h_1$$

"Condensador"

{T_2=55+273 "Líquido subenfriado para asegurar condensación"}

$$P_2 = P$$

$$h_2 = \text{Enthalpy}(\text{Ammonia}; T=T_2; P=P_2)$$

$$T_{\text{sat_NH3}} = T_{\text{sat}}(\text{Ammonia}; P=P)$$

"balance materia"

$$m_1 = m_2$$

"balance energía"

$$m_1 \cdot h_1 + Q_{\text{cond}} = m_2 \cdot h_2$$

"Mezclador m13+m15=m16"

$$P_{16} = P$$

$$\text{CALL NH3H2O}(123; T_{16}; P_{16}; x_{16}: T_{16}; P_{16}; x_{16}; h_{16}; s_{16}; u_{16}; v_{16}; Q_{u_{16}})$$

"balance materia"

$$m_{13} + m_{15} = m_{16}$$

$$m_{13} \cdot x_{13} = m_{16} \cdot x_{16}$$

"balance energía"

$$m_{13} \cdot h_{13} + m_{15} \cdot h_{15} = m_{16} \cdot h_{16}$$

"Intercambiador líquidos"

$$P_{11} = P$$

$$x_{11} = x_{12}$$

$$\text{CALL NH3H2O}(123; T_{11}; P_{11}; x_{11}: T_{11}; P_{11}; x_{11}; h_{11}; s_{11}; u_{11}; v_{11}; Q_{u_{11}})$$

$$P_7 = P$$

$$x_7 = x_{16}$$

$$\text{CALL NH3H2O}(234; P_7; x_7; h_7: T_7; P_7; x_7; h_7; s_7; u_7; v_7; Q_{u_7})$$

"balance materia"

$$m_{11} = m_{12}$$

$$m_{16} = m_7$$

"balance energía"

$$m_{11} \cdot (h_{12} - h_{11}) = m_{16} \cdot (h_{16} - h_7)$$

"Tanque y absorbedor"

$P_{sat_NH3} = P_{sat}(Ammonia; T = T_8)$ "La presión parcial del NH3 en la corriente m8 debe ser menor a este valor para asegurarnos que esta en fase gas."
 $x_8 = x_{8_molar} * 17 / (x_{8_molar} * 17 + (1 - x_{8_molar}) * 4)$ "fracción molar de NH3, necesaria para saber la presión parcial, que es necesaria para evitar que el amoniaco se vuelva a condensar y expulse calor."

"Balance materia tanque y absorbedor"

$\{m_{11} * x_{11} = m_8 * x_8 + m_7 * x_7$ "Amoniaco" "Eliminamos esta ecuación al dar el valor de x_{8_molar} , para minimizar la corriente m8. Al resolver el sistema quitando esta ecuación encuentra un unico resultado al problema, y además esta ecuación se sigue cumpliendo."
 $\{m_{11} * (1 - x_{11}) = m_{17} * (1 - x_7)\}$ "agua" "Sobra, al cerrar el ciclo los valores de los parametros de esta ecuación ya los sabemos todos. Al resolver comprobamos que se cumple la ecuación"
 $\{m_8 * (1 - x_8) = m_5 * H_2\}$

"Balance energía"

$$h_8 * m_8 + h_7 * m_7 + Q_{abs} = h_5 * m_5 + h_{11} * m_{11}$$

"Intercambiador gases y evaporadores"

$P_8_NH3 = P * x_{8_molar}$
 $P_8_He = P - P_8_NH3$
 $h_8_NH3 = Enthalpy(Ammonia; T = T_8; P = P_8_NH3)$
 $h_8_He = Enthalpy(Helium; T = T_8; P = P_8_He)$
 $h_8 = x_8 * h_8_NH3 + (1 - x_8) * h_8_He$

$P_5 = P$
 $h_5 = Enthalpy(Helium; T = T_5; P = P_5)$

"Balance MATERIA"

$m_8 = m_5 + m_2$
 $m_8 * x_8 = m_2$

"Balance energía"

$$m_2 * h_2 + m_5 * h_5 + Q_{evap} = m_8 * h_8$$

"Tanque"

$P_9 = P$
 $T_9 = T_{11}$
 $x_9 = x_{11}$ "Solución rica"
 CALL NH3H2O(123; T9; P9; x9: T_9; P_9; x_9; h_9; s_9; u_9; v_9; Qu_9)

Anejo 2 - EES - Experimento 2

```
x10_molar=(x10/17)/(((1-x10)/4)+x10/17)
P10=P
P10_NH3=P*x10_molar
P10_He=P*(1-x10_molar)
h10_NH3=Enthalpy(Ammonia;T=T_10;P=P10_NH3)
h10_He=Enthalpy(Helium;T=T_10;P=P10_He)
h_10=x10*h10_NH3+(1-x10)*h10_He
```

"Balance materia"

```
m8*x8+m9*x9=m11*x11+m10*x10"amoniaco"
m9*(1-x9)=m11*(1-x11)"Agua"
m8*(1-x8)=m10*(1-x10)"He"
```

"Balance energía"

```
h_8*m8+h_9*m9=m10*h_10+m11*h_11
```

"Absorbedor"

"Las ecuaciones del absorbedor solo sirven para comprobar si es sistema se ha resuelto correctamente. Puesto que si las pusiera en el programa a resolver estaría sobreespecificado."

"Balance materia"

```
m5-m10*(1-x10)=R_1"He"
m7*x7+m10*x10-m9*x9=R_2"NH3"
m7*(1-x7)-m9*(1-x9)=R_3"Agua"
```

"Balance energía"

```
m7*h7+m10*h_10+Q_abs-m5*h_5-m9*h_9=R_4
```

"Punto intermedia de los dos evaporadores"

"Como el rango de evaporación va de -32°C a 5°C elijo una temperatura intermedia como salida del evaporador de baja temperatura, -13,5°C"

"Al punto intermedio lo llamo m6"

```
T_6=(T_evaporacion+273+T_8)/2
```

P6_NH3=P_sat(Ammonia;T=T_6)"El amoniaco esta en el punto de saturación (parte gas parte líquido), por eso su presion parcail es la presion de saturacion"

```
P6_He=P-P6_NH3
```

h6_NH3=Enthalpy(Ammonia;T=T_6;x=Qu_6NH3)"Qu_6NH3 es la fracción de gas del amoniaco (sin tener en cuenta el He) en la corriente 6"

```
h6_He=Enthalpy(Helium;T=T_6;P=P6_He)
```

```
h_6=x6_NH3*h6_NH3+(1-x6_NH3)*h6_He
```

```
P_3=P
```

```
h_3=Enthalpy(Ammonia;T=T_3;P=P_3)
```

```
P_4=P
```

T_4=T_3-(T_2-T_5)/2"Reduzco la diferencia de temperaturas a la entrada (11º) a la mitad."

```
h_4=Enthalpy(Helium;T=T_4;P=P_4)
```

```
T_4=T_6
```

$x_{\text{evap1}} = Q_{\text{evap1}} / Q_{\text{evap}}$
 $Q_{\text{evap2}} = Q_{\text{evap}} - Q_{\text{evap1}}$

"Balance materia"

$m_6 = m_8$
 $m_3 = m_2$
 $m_4 = m_5$
 $x_6_{\text{NH3}} = x_8$

"Balance energía"

$(h_2 - h_3) \cdot m_2 + (h_5 - h_4) \cdot m_5 + Q_{\text{evap1}} = m_6 \cdot (h_8 - h_6)$

"Valores para la tabla y relaciones de las corrientes con las de la bibliografía"

"Corriente m1, equivalente a m2. Composición: NH3 gas"

$m[1] = m_1$
 $T[1] = T_1 - 273$
 $P[1] = P_1$
 $h[1] = h_1$

"Corriente m2, equivalente a m3. Composición: NH3 líquido"

$m[2] = m_2$
 $T[2] = T_2 - 273$
 $P[2] = P_2$
 $h[2] = h_2$

"Corriente m3, intermedia entre los dos evaporadores. Composición: NH3 líquido"

$m[3] = m_3$
 $T[3] = T_3 - 273$
 $P[3] = P_3$
 $h[3] = h_3$

"Corriente m4, intermedia entre los dos evaporadores. Composición: He"

$m[4] = m_4$
 $T[4] = T_4 - 273$
 $P[4] = P_4$
 $h[4] = h_4$

"Corriente m5, equivalente a m5a. Composición: He"

$m[5] = m_5$
 $T[5] = T_5 - 273$
 $P[5] = P_5$
 $h[5] = h_5$

"Corriente m6. Composición: NH3 (gas y líquido) y He"

$m[6] = m_6$
 $T[6] = T_6 - 273$
 $P_{\text{NH3}}[6] = P_6_{\text{NH3}}$
 $P_{\text{He}}[6] = P_6_{\text{He}}$
 $h[6] = h_6$
 $Q_u[6] = Q_u_6_{\text{NH3}}$
 $x[6] = x_6_{\text{NH3}}$

"Corriente m7, equivalente a m8. Composición: NH3 líquido y agua"

$m[7] = m_7$
 $T[7] = T_7 - 273$
 $P[7] = P_7$

h[7]=h_7
x[7]=x7
Qu[7]=Qu_7

"Corriente m8, equivalente a m5b. Composicion: NH3 gas y He"

m[8]=m8
T[8]=T_8-273
P_NH3[8]=P8_NH3
P_He[8]=P8_He
h[8]=h_8
x[8]=x8

"Corriente m9, equivalente a m10l. Composicion: NH3 líquido y Agua"

m[9]=m9
T[9]=T_9-273
P[9]=P_9
h[9]=h_9
x[9]=x9

"Corriente m10, equivalente a m10g. Composicion: NH3 gas y He"

m[10]=m10
T[10]=T_10-273
P_NH3[10]=P10_NH3
P_He[10]=P10_He
h[10]=h_10

"Corriente m11, equivalente a m6. Composicion: NH3 líquido y Agua"

m[11]=m11
T[11]=T11-273
P[11]=P_11
h[11]=h_11
x[11]=x11
Qu[11]=Qu_11

"Corriente m12, equivalente a m7a. Composicion: NH3 líquido y Agua"

m[12]=m12
T[12]=T_12-273
P[12]=P_12
h[12]=h_12
x[12]=x12
Qu[12]=Qu_12

"Corriente m13, equivalente a m1b. Composicion: NH3 y Agua"

m[13]=m13
T[13]=T_13-273
P[13]=P_13
h[13]=h_13
x[13]=x13
Qu[13]=Qu_13

"Corriente m14, equivalente a m1cg. Composicion: NH3 gas y vapor de agua"

m[14]=m14
T[14]=T_14-273
P[14]=P_14
h[14]=h_14
x[14]=x_14
Qu[14]=Qu_14

"Corriente m15, equivalente a m1d. Composicion: Agua líquido"

Anejo 2 - EES - Experimento 2

```
m[15]=m15
T[15]=T_15-273
P[15]=P_15
h[15]=h_15
```

"Corriente m16, equivalente a m7b. Composicion: NH3 líquido y agua"

```
m[16]=m16
T[16]=T16-273
P[16]=P_16
h[16]=h_16
x[16]=x_16
Qu[16]=Qu_16
```

"Energias"

```
Q[1]=Q_evap
Q[2]=Q_evap1
Q[3]=Q_evap2
Q[4]=Q_gen
Q[5]=Q_rect
Q[6]=Q_cond
Q[7]=Q_abs
```

Los datos de las corrientes están guardados en vectores:

EES Commercial: C:\Users\Familia\Asier\universidad\Proyecto superior\Asier DAR\EES\Ciclo DAR Configuracion 2 Helio.EES - [Arrays Table]										
File Edit Search Options Calculate Tables Plots Windows Help Examples										
Main										
Sort	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	h_i [kJ/kg]	m_i [kg/s]	P_i [bar]	T_i [°C]	$P_{NH3,i}$ [bar]	$Q_{u,i}$	x_i	Q_i [kW]	\bar{P}_i	$P_{He,i}$
[1]	1535	0,2222	25	70				144,2		
[2]	465,3	0,2222	25	55				72,12		
[3]	159,5	0,2222		-9				72,12	25	
[4]	-208,2	0,3834	25	-16,5				866,7		
[5]	85,17	0,3834	25	40				-385,1		
[6]	45,8	0,6057		-16,5	2,201	0,2742	0,3669	-237,6		22,8
[7]	270,8	0,7778	25	80,42		-0,001	0,1	-388,2		
[8]	462,8	0,6057		0	3		0,3669			22
[9]	70,08	1	25	60			0,3			
[10]	462,8	0,6057		-0,00001168	3					22
[11]	70,08	1	25	60		-0,001	0,3			
[12]	456,4	1	25	145		-0,001	0,3			
[13]	880,8	0,6296	25	197,2		0,06306	0,1235			
[14]	2075	0,3704	25	183		1	0,6			
[15]	286	0,1481	25	68						
[16]	767,5	0,7778	25	193		-0,001	0,1			

Tabla Anejo 2-1 Vectores de las variables en el EES

Para ver la relación del EER con las distintas variables del proceso he realizado diferentes tablas.

Relación EER con la temperatura de salida del evaporador (T_8)

He variado la temperatura de salida del evaporador desde -8°C hasta 20°C. No he podido bajar más la temperatura de salida porque sino no salía evaporado todo el amoníaco y los balances no cerraban bien.

T_8	EER		
-8,00	0,143	5,64	0,183
-7,28	0,145	6,36	0,185
-6,56	0,147	7,08	0,187
-5,85	0,149	7,80	0,189
-5,13	0,151	8,51	0,191
-4,41	0,154	9,23	0,193
-3,69	0,156	9,95	0,195
-2,97	0,158	10,67	0,198
-2,26	0,160	11,38	0,200
-1,54	0,162	12,10	0,202
-0,82	0,164	12,82	0,204
-0,10	0,166	13,54	0,206
0,62	0,168	14,26	0,208
1,33	0,170	14,97	0,210
2,05	0,172	15,69	0,212
2,77	0,175	16,41	0,214
3,49	0,177	17,13	0,216
4,21	0,179	17,85	0,218
4,92	0,181	18,56	0,221
		19,28	0,223
		20,00	0,225

Tabla Anejo 2-2 Relación EER con la temperatura de salida del evaporador

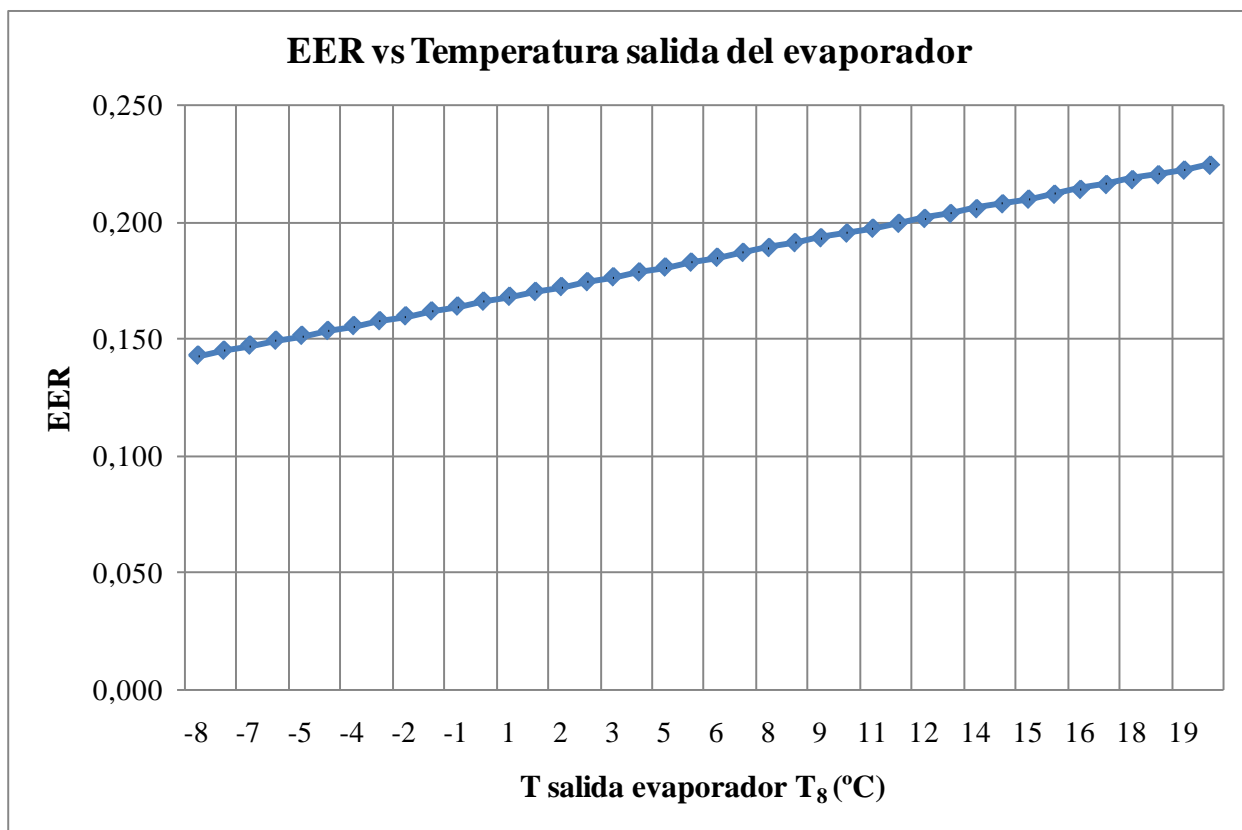


Figura Anejo 2-1 Gráfica EER vs Temperatura salida evaporador

El EER aumenta al aumentar la temperatura de salida del evaporador. Esto es debido a que se puede absorber más energía en el evaporador. Al salir más caliente la corriente la entalpía es mayor y por tanto se absorbe más calor en el absorbedor. El inconveniente es que habrá que refrigerar más el absorbedor.

Relación EER con la fracción molar de amoníaco en el evaporador (x_8 molar)

He variado la temperatura la fracción de amoníaco en el evaporador. No he podido aumentar más la fracción de amoníaco porque sino no se evaporaba todo el amoníaco y los balances no cerraban bien. Para eso habría que aumentar la temperatura de salida del evaporador a la vez que la fracción de amoníaco.

La fracción de amoníaco es una fracción molar.

EER	x_g molar		
0,081	0,065	0,159	0,111
0,088	0,067	0,161	0,114
0,094	0,070	0,163	0,116
0,100	0,072	0,165	0,119
0,106	0,075	0,167	0,121
0,111	0,077	0,169	0,124
0,116	0,080	0,171	0,126
0,120	0,082	0,173	0,128
0,125	0,084	0,174	0,131
0,129	0,087	0,176	0,133
0,132	0,089	0,178	0,136
0,136	0,092	0,179	0,138
0,139	0,094	0,180	0,141
0,143	0,097	0,182	0,143
0,146	0,099	0,183	0,145
0,149	0,102	0,184	0,148
0,151	0,104	0,186	0,150
0,154	0,106	0,187	0,153
0,156	0,109	0,188	0,155
		0,189	0,158
		0,190	0,160

Tabla Anejo 2-3 Relación EER con la fracción molar de amoniaco en el evaporador

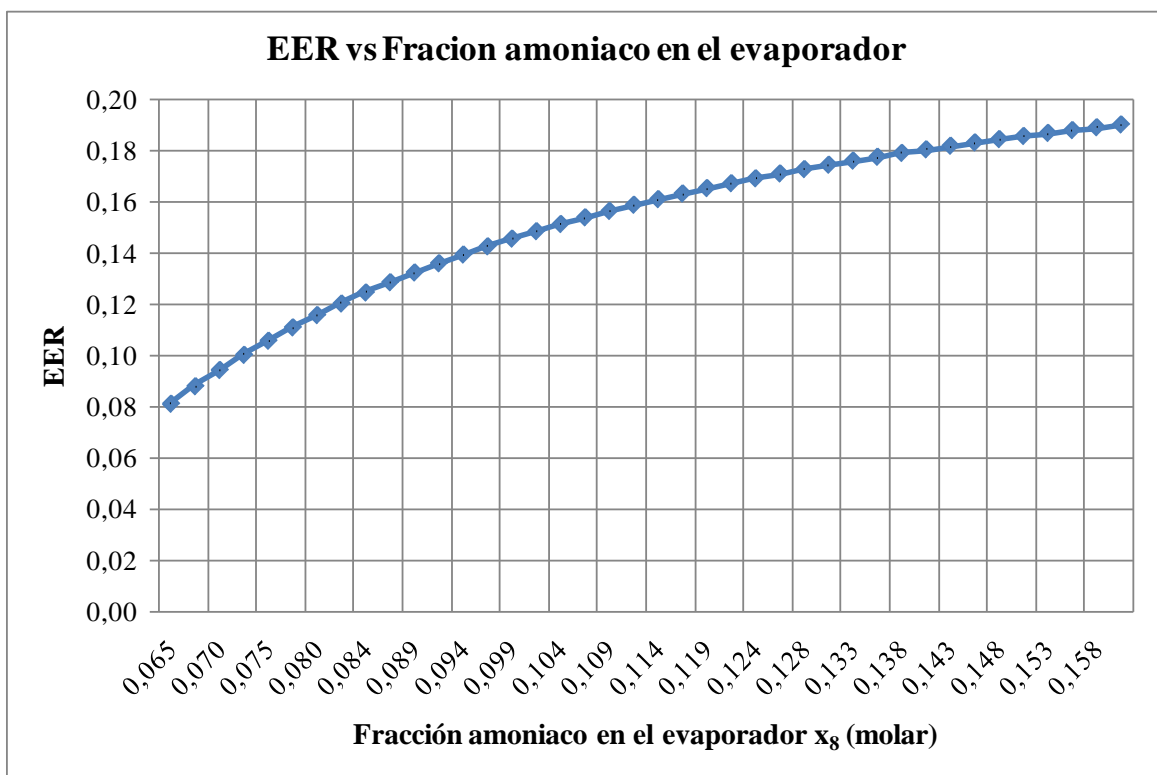


Figura Anejo 2-2 Gráfica EER vs fracción molar amoniaco en el evaporador

El EER aumenta al aumentar la fracción de amoníaco en el evaporador. Esto se debe a que al evaporar más amoníaco se absorbe más energía y el EER aumenta. La fracción de amoníaco con viene que sea alta pero esto depende de la temperatura de salida del evaporador. Porque si queremos introducir una fracción alta de amoníaco la temperatura de salida del evaporador debe ser lo suficientemente elevada para que pueda evaporar todo el amoníaco.

Los valores siguen la tendencia que tenían con el experimento 1 pero con un EER algo superior.

Relación EER con la fracción másica de amoníaco en la corriente rica (x_{12})

He variado la temperatura la fracción másica de amoníaco en la corriente rica para ver la relación que tiene con el EER.

x_{12} masica	EER		
0,200	0,131	0,346	0,192
0,208	0,135	0,354	0,197
0,215	0,139	0,362	0,202
0,223	0,142	0,369	0,207
0,231	0,145	0,377	0,212
0,239	0,148	0,385	0,217
0,246	0,151	0,392	0,222
0,254	0,153	0,400	0,226
0,262	0,156	0,408	0,231
0,269	0,158	0,415	0,236
0,277	0,160	0,423	0,241
0,285	0,163	0,431	0,245
0,292	0,165	0,439	0,250
0,300	0,166	0,446	0,254
0,308	0,168	0,454	0,259
0,315	0,171	0,462	0,263
0,323	0,176	0,469	0,268
0,331	0,182	0,477	0,272
0,339	0,187	0,485	0,277
		0,492	0,281
		0,500	0,285

Tabla Anejo 2-4 Relación EER con la fracción másica de amoníaco en la corriente rica

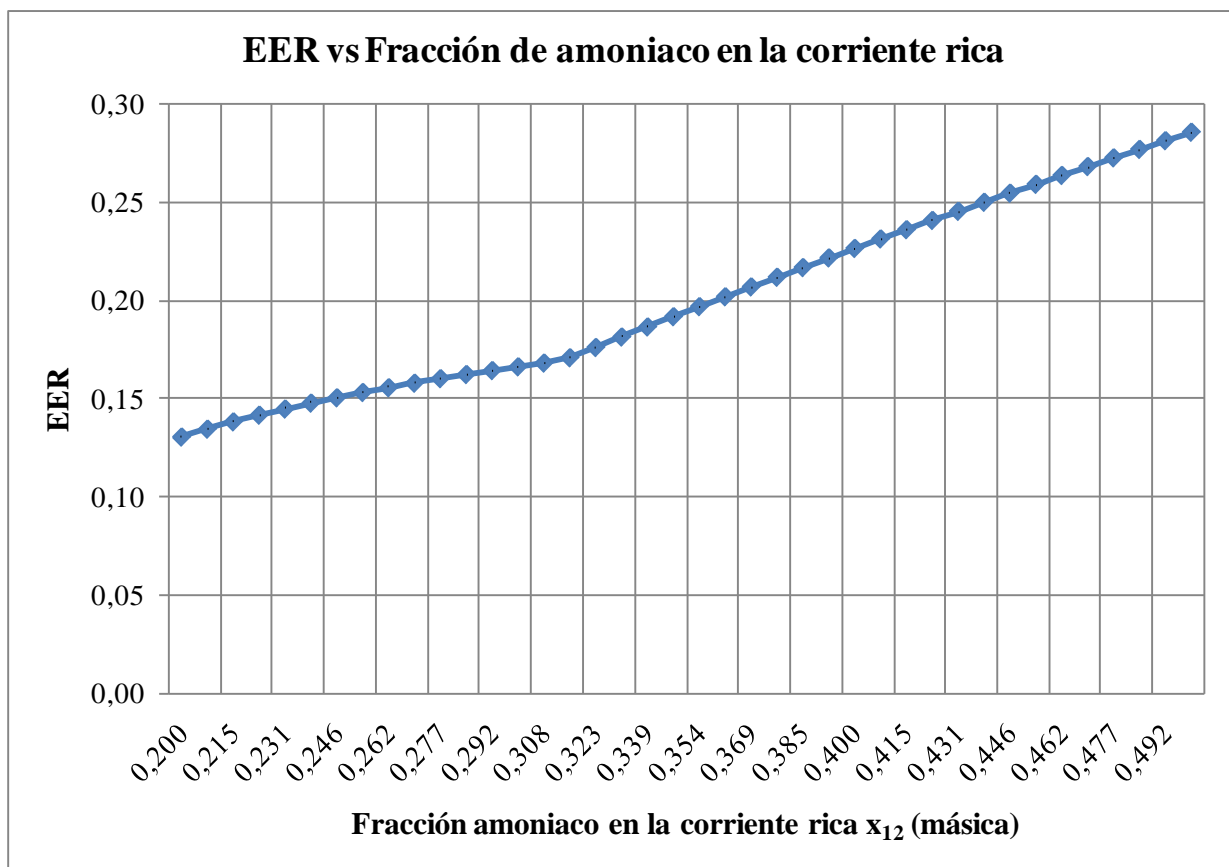


Figura Anejo 2-3 Gráfica EER vs fracción máscica de amoníaco en la corriente rica

Al aumentar la fracción de amoníaco en la corriente rica aumenta el EER. Esto es debido a que el calor aportado en el generador es mejor aprovechado, se evapora más amoníaco por la misma cantidad de calor suministrado si aumentamos la fracción de amoníaco en la corriente de entrada al generador.

Según se ve parece que lo mejor es poner una fracción muy alta de amoníaco en la corriente rica para aumentar el EER. Pero esta fracción se ve limitada por las condiciones y el diseño del absorbedor. Puede que se necesite un absorbedor muy grande o caro para conseguir esta fracción de amoníaco, o una refrigeración que este fuera de nuestro alcance por las condiciones de operación.

Anejo 3 - EES - Experimento 3

A continuación todo lo que está escrito en el archivo del EES para la realización con los valores del experimento 3:

"ciclo DAR"

"Nombre del documento:

The effect of ejector on the performance of diffusion absorption refrigeration systems: An experimental study

Autores:

Adnan Sözen, Tayfun Manlik, Engin Özbas"

EER=Q_evap/Q_gen

"Generador"

{m12=1 "Base de calculo"}

{P=25}

P12=P

CALL NH3H2O(123;T12; P12; x12: T_12; P_12; x_12; h_12; s_12; u_12; v_12;Qu_12)

P14=P

Qu14=1 "Solo vapor, esta en equilibrio porque se acaba de evaporar"

CALL NH3H2O(238; P14;x14; Qu14: T_14; P_14; x_14; h_14; s_14; u_14; v_14;Qu_14)

P13=P

CALL NH3H2O(234;P13; x13;h13: T_13; P_13; x_13; h_13; s_13; u_13; v_13;Qu_13)

"balance materia"

m12=m14+m13

m12*x12=m14*x_14+m13*x13

"balance energía"

m12*h_12+Q_gen=m14*h_14+m13*h13

"Rectificador"

P_1=P

h_1=Enthalpy(Ammonia;T=T_1;P=P_1)

Qu_1=Quality(Ammonia;T=T_1;P=P_1)

T_15=T_1-2 "Algo inferior a T_1"

P_15=P

h_15=Enthalpy(water;T=T_15;P=P_15)

"balance materia"

m14=m15+m1

Anejo 3 - EES - Experimento 3

$$m_{14} \cdot x_{14} = m_1$$

"balance energía"

$$m_{14} \cdot h_{14} + Q_{\text{rect}} = m_{15} \cdot h_{15} + m_1 \cdot h_1$$

"Condensador"

{T_2=55+273 "Líquido subenfriado para asegurar condensación"}

$$P_2 = P$$

$$h_2 = \text{Enthalpy}(\text{Ammonia}; T=T_2; P=P_2)$$

$$T_{\text{sat_NH3}} = T_{\text{sat}}(\text{Ammonia}; P=P)$$

"balance materia"

$$m_1 = m_2$$

"balance energía"

$$m_1 \cdot h_1 + Q_{\text{cond}} = m_2 \cdot h_2$$

"Mezclador $m_{13} + m_{15} = m_{16}$ "

$$P_{16} = P$$

$$\text{CALL NH3H2O}(123; T_{16}; P_{16}; x_{16}: T_{16}; P_{16}; x_{16}; h_{16}; s_{16}; u_{16}; v_{16}; Qu_{16})$$

"balance materia"

$$m_{13} + m_{15} = m_{16}$$

$$m_{13} \cdot x_{13} = m_{16} \cdot x_{16}$$

"balance energía"

$$m_{13} \cdot h_{13} + m_{15} \cdot h_{15} = m_{16} \cdot h_{16}$$

"Intercambiador líquidos"

$$P_{11} = P$$

$$x_{11} = x_{12}$$

$$\text{CALL NH3H2O}(123; T_{11}; P_{11}; x_{11}: T_{11}; P_{11}; x_{11}; h_{11}; s_{11}; u_{11}; v_{11}; Qu_{11})$$

$$P_7 = P$$

$$x_7 = x_{16}$$

$$\text{CALL NH3H2O}(234; P_7; x_7; h_7: T_7; P_7; x_7; h_7; s_7; u_7; v_7; Qu_7)$$

"balance materia"

$$m_{11} = m_{12}$$

$$m_{16} = m_7$$

"balance energía"

$$m_{11} \cdot (h_{12} - h_{11}) = m_{16} \cdot (h_{16} - h_7)$$

"Tanque y absorbedor"

"Margen de x_{m5} dependiendo de la temperatura y presión parcial, de forma que toda o la mayor parte del amoníaco este en fase gas:"

$P_{sat_NH3} = P_{sat}(Ammonia; T=T_8)$ "La presión parcial del NH_3 en la corriente m_8 debe ser menor a este valor para asegurarnos que esta en fase gas."

$x_8 = x_{8_molar} * 17 / (x_{8_molar} * 17 + (1 - x_{8_molar}) * 4)$ "fracción molar de NH_3 , necesaria para saber la presión parcial, que es necesaria para evitar que el amoníaco se vuelva a condensar y expulse calor."

"Balance materia tanque y absorbedor"

$\{m_{11} * x_{11} = m_8 * x_8 + m_7 * x_7$ "Amoníaco" "Eliminamos esta ecuación al dar el valor de x_{8_molar} , para minimizar la corriente m_8 . Al resolver el sistema quitando esta ecuación encuentra un unico resultado al problema, y además esta ecuación se sigue cumpliendo."

$\{m_{11} * (1 - x_{11}) = m_{17} * (1 - x_7)\}$ "agua" "Sobra, al cerrar el ciclo los valores de los parametros de esta ecuación ya los sabemos todos. Al resolver comprobamos que se cumple la ecuación"

$\{m_8 * (1 - x_8) = m_5 * H_2\}$

"Balance energía"

$$h_8 * m_8 + h_7 * m_7 + Q_{abs} = h_5 * m_5 + h_{11} * m_{11}$$

"Intercambiador gases y evaporadores"

$$P_{8_NH3} = P * x_{8_molar}$$

$$P_{8_He} = P - P_{8_NH3}$$

$$h_{8_NH3} = \text{Enthalpy}(Ammonia; T=T_8; P=P_{8_NH3})$$

$$h_{8_He} = \text{Enthalpy}(Helium; T=T_8; P=P_{8_He})$$

$$h_8 = x_8 * h_{8_NH3} + (1 - x_8) * h_{8_He}$$

$$P_5 = P$$

$$h_5 = \text{Enthalpy}(Helium; T=T_5; P=P_5)$$

"Balance MATERIA"

$$m_8 = m_5 + m_2$$

$$m_8 * x_8 = m_2$$

"Balance energía"

$$m_2 * h_{2_2} + m_5 * h_5 + Q_{evap} = m_8 * h_8$$

"Tanque"

Anejo 3 - EES - Experimento 3

P9=P
T9=T11
x9=x11 "Solución rica"
CALL NH3H2O(123;T9; P9; x9: T_9; P_9; x_9; h_9; s_9; u_9; v_9;Qu_9)

x10_molar=(x10/17)/(((1-x10)/2)+x10/17)
P10=P
P10_NH3=P*x10_molar
P10_He=P*(1-x10_molar)
h10_NH3=Enthalpy(Ammonia;T=T_10;P=P10_NH3)
h10_He=Enthalpy(Helium;T=T_10;P=P10_He)
h_10=x10*h10_NH3+(1-x10)*h10_He

"Balance materia"

m8*x8+m9*x9=m11*x11+m10*x10 "amoniaco"
m9*(1-x9)=m11*(1-x11) "Agua"
m8*(1-x8)=m10*(1-x10) "H2"

"Balance energía"

h_8*m8+h_9*m9=m10*h_10+m11*h_11

"Absorbedor"

"Las ecuaciones del absorbedor solo sirven para comprobar si es sistema se ha resuelto correctamente. Puesto que si las pusiera en el programa a resolver estaría sobre especificado."

"Balance materia"

m5-m10*(1-x10)=R_1 "He"
m7*x7+m10*x10-m9*x9=R_2 "NH3"
m7*(1-x7)-m9*(1-x9)=R_3 "Agua"

"Balance energía"

m7*h7+m10*h_10+Q_abs-m5*h_5-m9*h_9=R_4

"Punto intermedia de los dos evaporadores"

"Como el rango de evaporación va de -32°C a 5°C elijo una temperatura intermedia como salida del evaporador de baja temperatura, -13,5°C"
"Al punto intermedio lo llamo m6"

T_6=(T_evaporacion+273+T_8)/2

P6_NH3=P_sat(Ammonia;T=T_6) "El amoniaco esta en el punto de saturación (parte gas parte líquido), por eso su presión parcial es la presión de saturación"
P6_He=P-P6_NH3
h6_NH3=Enthalpy(Ammonia;T=T_6;x=Qu_6NH3) "Qu_6NH3 es la fracción de gas del amoniaco (sin tener en cuenta el H2) en la corriente 6"
h6_He=Enthalpy(Helium;T=T_6;P=P6_He)
h_6=x6_NH3*h6_NH3+(1-x6_NH3)*h6_He

P_3=P
h_3=Enthalpy(Ammonia;T=T_3;P=P_3)

Anejo 3 - EES - Experimento 3

$P_4 = P$
 $T_4 = T_3 - (T_2 - T_5)/2$ "Reduzco la diferencia de temperaturas a la entrada (11°) a la mitad."
 $h_4 = \text{Enthalpy}(\text{Helium}; T = T_4; P = P_4)$
 $T_4 = T_6$

$x_{\text{evap1}} = Q_{\text{evap1}}/Q_{\text{evap}}$
 $Q_{\text{evap2}} = Q_{\text{evap}} - Q_{\text{evap1}}$

"Balance materia"

$m_6 = m_8$
 $m_3 = m_2$
 $m_4 = m_5$
 $x_{\text{NH3}} = x_8$

"Balance energía"

$(h_2 - h_3) \cdot m_2 + (h_5 - h_4) \cdot m_5 + Q_{\text{evap1}} = m_6 \cdot (h_8 - h_6)$

"Valores para la tabla y relaciones de las corrientes con las de la bibliografía"

"Corriente m1, equivalente a m2. Composición: NH3 gas"

$m[1] = m_1$
 $T[1] = T_1 - 273$
 $P[1] = P_1$
 $h[1] = h_1$

"Corriente m2, equivalente a m3. Composición: NH3 líquido"

$m[2] = m_2$
 $T[2] = T_2 - 273$
 $P[2] = P_2$
 $h[2] = h_2$

"Corriente m3, intermedia entre los dos evaporadores. Composición: NH3 líquido"

$m[3] = m_3$
 $T[3] = T_3 - 273$
 $P[3] = P_3$
 $h[3] = h_3$

"Corriente m4, intermedia entre los dos evaporadores. Composición: H2"

$m[4] = m_4$
 $T[4] = T_4 - 273$
 $P[4] = P_4$
 $h[4] = h_4$

"Corriente m5, equivalente a m5a. Composición: H2"

$m[5] = m_5$
 $T[5] = T_5 - 273$
 $P[5] = P_5$
 $h[5] = h_5$

"Corriente m6. Composición: NH3 (gas y líquido) y H2"

$m[6] = m_6$
 $T[6] = T_6 - 273$
 $P_{\text{NH3}}[6] = P_{\text{NH3}}$
 $P_{\text{He}}[6] = P_{\text{He}}$
 $h[6] = h_6$

Anejo 3 - EES - Experimento 3

Qu[6]=Qu_6NH3
x[6]=x6_NH3

"Corriente m7, equivalente a m8. Composición: NH3 líquido y agua"

m[7]=m7
T[7]=T_7-273
P[7]=P_7
h[7]=h_7
x[7]=x7
Qu[7]=Qu_7

"Corriente m8, equivalente a m5b. Composición: NH3 gas y H2"

m[8]=m8
T[8]=T_8-273
P_NH3[8]=P8_NH3
P_He[8]=P8_He
h[8]=h_8
x[8]=x8

"Corriente m9, equivalente a m10l. Composición: NH3 líquido y Agua"

m[9]=m9
T[9]=T_9-273
P[9]=P_9
h[9]=h_9
x[9]=x9

"Corriente m10, equivalente a m10g. Composición: NH3 gas y H2"

m[10]=m10
T[10]=T_10-273
P_NH3[10]=P10_NH3
P_He[10]=P10_He
h[10]=h_10

"Corriente m11, equivalente a m6. Composición: NH3 líquido y Agua"

m[11]=m11
T[11]=T11-273
P[11]=P_11
h[11]=h_11
x[11]=x11
Qu[11]=Qu_11

"Corriente m12, equivalente a m7a. Composición: NH3 líquido y Agua"

m[12]=m12
T[12]=T_12-273
P[12]=P_12
h[12]=h_12
x[12]=x12
Qu[12]=Qu_12

"Corriente m13, equivalente a m1b. Composición: NH3 y Agua"

m[13]=m13
T[13]=T_13-273
P[13]=P_13
h[13]=h_13
x[13]=x13
Qu[13]=Qu_13

"Corriente m14, equivalente a m1cg. Composición: NH3 gas y vapor de agua"

m[14]=m14
T[14]=T_14-273
P[14]=P_14
h[14]=h_14
x[14]=x_14
Qu[14]=Qu_14

"Corriente m15, equivalente a m1d. Composicion: Agua líquido"

m[15]=m15
T[15]=T_15-273
P[15]=P_15
h[15]=h_15

"Corriente m16, equivalente a m7b. Composición: NH3 líquido y agua"

m[16]=m16
T[16]=T16-273
P[16]=P_16
h[16]=h_16
x[16]=x_16
Qu[16]=Qu_16

"Energias"

Q[1]=Q_evap
Q[2]=Q_evap1
Q[3]=Q_evap2
Q[4]=Q_gen
Q[5]=Q_rect
Q[6]=Q_cond
Q[7]=Q_abs

Anejo 3 - EES - Experimento 3

Los datos de las corrientes están guardados en vectores:

Sort	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	h_i [kJ/kg]	m_i [kg/s]	P_i [bar]	T_i [°C]	$P_{NH3,i}$ [bar]	$Q_{u,i}$	x_i	Q_i [kW]	\bar{P}_i	$P_{He,i}$
[1]	1609	0,2778	16,1	80				323,5		
[2]	308,6	0,2778	16,1	23,2				161,8		
[3]	203,1	0,2778		0,65				161,8	16,1	
[4]	-130,3	0,07081	16,1	-0,95				1444		
[5]	-21,54	0,07081	16,1	20				-445,6		
[6]	599,4	0,3486		-0,95	4,122	0,4667	0,7969	-361,2		11,98
[7]	592,6	0,7222	16,1	155		-0,001	0,1	-960,5		
[8]	1170	0,3486		17	7,728		0,7969			8,372
[9]	-123,2	1	16,1	20			0,35			
[10]	1170	0,3486		11,45	5,084					11,02
[11]	-123,2	1	16,1	20		-0,001	0,35			
[12]	29,09	1	16,1	55		-0,001	0,35			
[13]	967,7	0,537	16,1	179,7		0,1591	0,1345			
[14]	2059	0,463	16,1	164,6		1	0,6			
[15]	327,2	0,1852	16,1	78						
[16]	803,5	0,7222	16,1	180		0,05487	0,1			

Tabla Anejo 3-1 Vectores de las variables en el EES

Las diferentes tablas comparativas que he realizado en el experimento 3 están hechas con el EES.

Relación EER con la temperatura del absorbedor (T_5 , T_{11})


 1..20	1 EER	2 T_{11} [°C]	3 T_5 [°C]
Run 1	0,2241	20	20
Run 2	0,2237	21,58	21,58
Run 3	0,2233	23,16	23,16
Run 4	0,2229	24,74	24,74
Run 5	0,2225	26,32	26,32
Run 6	0,2221	27,89	27,89
Run 7	0,2217	29,47	29,47
Run 8	0,2213	31,05	31,05
Run 9	0,2209	32,63	32,63
Run 10	0,2205	34,21	34,21
Run 11	0,2201	35,79	35,79
Run 12	0,2197	37,37	37,37
Run 13	0,2193	38,95	38,95
Run 14	0,2189	40,53	40,53
Run 15	0,2185	42,11	42,11
Run 16	0,2181	43,68	43,68
Run 17	0,2177	45,26	45,26
Run 18	0,2173	46,84	46,84
Run 19	0,2169	48,42	48,42
Run 20	0,2165	50	50

Tabla Anejo 3-2 Relación EER con la temperatura del absorbedor

Relación EER con la temperatura de salida del evaporador (T_8)

1..20	1 x_8 _{molar}	2 T_8 [°C]	3 EER
Run 1	0,48	17	0,2241
Run 2	0,45	15,84	0,2238
Run 3	0,4367	14,68	0,2231
Run 4	0,4233	13,53	0,2224
Run 5	0,41	12,37	0,2216
Run 6	0,38	11,21	0,221
Run 7	0,3679	10,05	0,22
Run 8	0,3557	8,895	0,2191
Run 9	0,3436	7,737	0,218
Run 10	0,3314	6,579	0,2169
Run 11	0,3193	5,421	0,2157
Run 12	0,3071	4,263	0,2144
Run 13	0,295	3,105	0,213
Run 14	0,2829	1,947	0,2115
Run 15	0,2707	0,7895	0,2098
Run 16	0,2586	-0,3684	0,2081
Run 17	0,2464	-1,526	0,2061
Run 18	0,2343	-2,684	0,2039
Run 19	0,2221	-3,842	0,2015
Run 20	0,21	-5	0,1989

Tabla Anejo 3-3 Relación EER con la temperatura de salida del evaporador